



**JOÃO NUNO VAZ
MARCOS GARCIA**

**ANÁLISE DE SUSTENTABILIDADE DE SISTEMAS
DE DIGESTÃO ANAERÓBIA**



**JOÃO NUNO VAZ
MARCOS GARCIA**

**ANÁLISE DE SUSTENTABILIDADE DE SISTEMAS DE
DIGESTÃO ANAERÓBIA**

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Sistemas Energéticos Sustentáveis, realizada sob a orientação científica do Doutor Nelson Amadeu Dias Martins, Professor Auxiliar do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Aveiro

o júri

presidente

Prof. Doutor Luís António da Cruz Tarelho

professor auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

arguente principal

Doutor António João de Melo Martins de Araújo

Assistente convidado do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Aveiro

orientador

Prof. Doutor Nelson Amadeu Dias Martins

professor auxiliar do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Aveiro

agradecimentos

à Sílvia por me acompanhar e dar força a cada passo do caminho

à Mana por estar sempre presente e disponível

aos Papis pelo apoio incondicional

ao Flávio pela amizade e pelas longas discussões científicas e tecnológicas

palavras-chave

digestão anaeróbia, biogás, modelo energético, balanço energético, emissões de GEE

resumo

Na União Europeia, no ano de 2005 a produção primária de biogás era superior a $205\,800 \times 10^9$ kJ, apresentando um crescimento anual de aproximadamente $25\,200 \times 10^9$ kJ nos últimos cinco anos. A produção referida deve-se maioritariamente ao biogás de aterro (64%), à digestão de resíduos urbanos e industriais (18,8%) e a co-digestão de efluentes zootécnicos, resíduos agrícolas e culturas energéticas (17,2%).

Nos últimos anos, a modelação matemática tornou-se uma ferramenta de suporte bastante popular para o dimensionamento, operação e controlo de sistemas de digestão anaeróbia. No futuro perspectiva-se um crescimento na aplicação destas tecnologias e consequentemente de modelos que permitam dar suporte à tecnologia.

Assim, com o presente trabalho pretende-se apresentar e desenvolver um modelo matemático para avaliar a produção líquida anual de energia de uma instalação de produção de biogás a partir de digestão anaeróbia de resíduos animais, analisando igualmente a viabilidade económica da instalação e verificando o balanço de emissões de gases de efeito de estufa.

keywords

Anaerobic digestion, biogas, energy model, energy balance, GHG emission

abstract

In the European Union in 2005 the production of biogas was higher than $205\,800 \times 10^9$ kJ, with an annual growth of almost $25\,200 \times 10^9$ kJ in the last five years. The production is mainly due to landfill gas (64%), anaerobic digestion of urban and industrial waste (18.8%) and codigestion of animal manure, agriculture waste and energy crops (17.2%).

In the last years mathematical modelling has become became a popular tool to support for the design, operation and control of anaerobic digestion plants. In the future there are perspectives of increasing opportunities for the application of this technologies and the models that support them.

This work aims to develop and implement a mathematical model to evaluate the net energy production of an animal manure anaerobic digestion plant and also give an insight on the emission reductions of greenhouses gases and economical viability of the installation.

Índice

1. INTRODUÇÃO	5
1.1. ENQUADRAMENTO	5
1.2. OBJECTIVO / CONTRIBUTO DA TESE	7
1.3. ORGANIZAÇÃO DA TESE	7
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	9
2.1. DIGESTÃO ANAERÓBIA	10
2.1.1. <i>Tecnologia do processo</i>	11
2.1.2. <i>Tipos de digestores anaeróbios</i>	12
2.1.3. <i>Parâmetros dos sistemas</i>	13
2.1.4. <i>Uso do biogás</i>	14
2.2. MODELOS CINÉTICOS	16
2.3. EMISSÕES DE GASES COM EFEITO DE ESTUFA.....	17
2.3.1. <i>Potencial de Aquecimento Global (GWP)</i>	18
2.3.2. <i>Mecanismos de desenvolvimento limpo</i>	18
3. MODELO FÍSICO-MATEMÁTICO	21
3.1. INTRODUÇÃO	21
3.2. DESCRIÇÃO DO SISTEMA	21
3.3. MODELO ENERGÉTICO	22
3.3.1. <i>Modelo Solo</i>	22
3.3.2. <i>Modelo Reactor</i>	23
3.3.3. <i>Modelo Permutador</i>	28
3.3.4. <i>Modelo CHP</i>	30
3.3.5. <i>Auxiliares</i>	30
3.4. MODELO REDUÇÃO DE EMISSÕES	31
3.4.1. <i>Emissões da “Baseline”</i>	32
3.4.2. <i>Emissões de Projecto</i>	33
3.4.3. <i>Redução de emissões</i>	34
3.5. CONSIDERAÇÕES FINAIS	35
4. VALIDAÇÃO DO MODELO	36
4.1. INTRODUÇÃO	36
4.2. ANÁLISE QUALITATIVA	36
4.3. ANÁLISE DOS PARÂMETROS DO SISTEMA	37
4.4. CONSIDERAÇÕES FINAIS	39
5. CASO DE ESTUDO	40
5.1. INTRODUÇÃO	40
5.2. DESCRIÇÃO DA INSTALAÇÃO.....	40
5.3. RESULTADOS.....	42
5.4. CONSIDERAÇÕES FINAIS	45
6. CONCLUSÕES	46
7. REFERÊNCIAS.....	47
8. ANEXOS	49

Lista de Figuras

Figura 1 - Biogás para automóveis (Fonte:www.enginealternative.com).....	10
Figura 2 - Representação esquemática das 4 etapas do processo de digestão anaeróbia. (Fonte:www.wtert.eu).....	10
Figura 3 - Reactor CSTR -Via húmida (esq.)(Fonte:www.biogas.co.uk) e reactor Batch -Via seca (dir.) (Fonte:www.bekon.eu)	11
Figura 4 - Tabela dos valores de Potencial de Aquecimento Global (GWP) de diversos Gases de efeito de estufa. (Fonte:(FERREIRA et al., 2008))	18
Figura 5 - Metodologias MDL para a área da gestão de água e resíduos (Fonte:(UNFCCC, 2010))	19
Figura 6 - Esquema representativo dos principais componentes da unidade de produção de energia a partir de biogás de digestão anaeróbia.....	22
Figura 7 - Fluxograma do modelo energético	22
Figura 8 - Representação esquemática dos fluxos de massa e energia no reactor de digestão anaeróbia.	24
Figura 9 - Representação esquemática do reactor e zonas de interface do reactor com o exterior	26
Figura 10 - Pavilhões de criação confinada de animais (esq:interior, dir:exterior)	40
Figura 11 - Tanque de agitação (esq.) e sistema de separação de sólidos (dir.)	41
Figura 12 - Reactor anaeróbio (esq.) e unidades de cogeração (dir.)	41

Lista de Gráficos

Gráfico 1 - Contribuição das diversas parcelas de transferência de energia do sistema	37
Gráfico 2 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função dos parâmetros do permutador (diâmetro, D_{hx} , e comprimento, L_{hx}).	38
Gráfico 3 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função dos coeficientes de convecção (h_e , h_i , h_{il}) e das características do reactor (espessura da parede, x_p , e coeficiente de condutividade térmica da parede do reactor, $k_{p_reactor}$).	38
Gráfico 4 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função da temperatura de entrada do resíduo no reactor (T_{alim}).	39
Gráfico 5 - Fluxos de calor anuais (esq:AV, dir:AI).	42
Gráfico 6 - Variação horária da temperatura do reactor (esq: AV, dir:AI).	42
Gráfico 7 - Variação dos fluxos de calor num período de verão de 48h (esq: AV, dir: AI).	43
Gráfico 8 - Variação dos fluxos de calor num período de verão de 48h (esq: AV, dir: AI) - envolvente.....	43
Gráfico 9 - Variação dos fluxos de calor num período de inverno de 48h (esq: AV, dir: AI).....	43
Gráfico 10 - Variação dos fluxos de calor num período de inverno de 48h (esq: AV, dir: AI) - envolvente.....	44
Gráfico 11 - Produção líquida de energia no período de um ano (esq: AV, dir: AI).....	44

Lista de Símbolos

α - difusividade

A – área

Amp - Amplitude da temperatura

BE – emissões da “baseline”

CDM/MDL – Mecanismo de desenvolvimento limpo

CHP – cogeração

D – diâmetro

ε - emissividade

Eff –eficiência

ER – redução de emissões

fase - tempo em horas em que se verifica a hora mais quente

Gr – número de Grashoffer

GWP – potencial de aquecimento global

γ - taxa de produção

η - rendimento

H – altura

h – coeficiente de convecção

HRT – Tempo de retenção hidráulica

hx – permutador de calor

k – coeficiente de transmissibilidade térmica

K – parâmetro cinético

L – comprimento

m – massa

\dot{m} - caudal mássico

MS - matéria seca

μ - taxa específica de crescimento

v - taxa de consumo de substrato

NUT – número de unidades de transferência

PE – emissões de projecto

Pr – número de Prandtl

\dot{Q} - transferência de calor

r – raio

R – resistência térmica
Re – Número de Reynolds
 ρ - massa volúmica
 σ - constante de Stefan-Boltzmann
S – concentração de substrato
ST – sólidos totais
SV – sólidos voláteis
T - temperatura
 \bar{T} - Temperatura média
U – coeficiente global de transmissão de calor
V – volume
X – concentração de biomassa

índices

a – ar
anual – num ano
CH₄ – metano
d – digestor
diária – num dia
g – gás
hx – permutador de calor
in – entrada
l – líquido
máx – máxima
mín – mínimo
out – saída
p - parede
rad – radiação
rec – recirculação
s – solo
y - ano

1. Introdução

1.1. *Enquadramento*

Os objectivos genéricos de prevenção de poluição, resultantes do protocolo de Kyoto assim como outras preocupações relacionadas com a saúde humana e a segurança alimentar requerem soluções mais sustentáveis para a gestão e reciclagem dos resíduos orgânicos, nas quais o biogás de digestão e co-digestão anaeróbia combinado com tecnologias de pré e pós-tratamento pode desempenhar um papel vital.

O biogás pode ser produzido a partir de praticamente todos os tipos de materiais biológicos, entre eles os resultantes dos sectores primários da agricultura e de diversos fluxos de resíduos orgânicos da sociedade em geral. (HOLM-NIELSEN et al., 2009)

No contexto da comunidade Europeia, o biogás é o combustível, derivado de biomassa, mais divulgado e aceite nos últimos anos, resultado da criação de instrumentos legislativos para o aumento da produção dos diversos sectores económicos envolvidos: da produção animal à agro-indústria. Particularmente o biogás derivado dos resíduos da produção animal constitui um bem transaccionável em diversos estados membros da União Europeia (Alemanha, Dinamarca, Suécia e Áustria). O aumento da utilização de resíduos animais, como material primário para a produção de biogás, foi veementemente encorajado pela novas directivas para as estratégias da Energia/Ambiente e Agricultura, definidas nas diversas normas emitidas a este respeito (tais como o Regulamento 1774/2002 relativo aos procedimentos de deposição e utilização de sub-produtos animais, assim como outras relativas, por exemplo, à deposição de nitratos e à promoção das fontes de energia renovável para produção de electricidade. Os objectivos a serem atingidos são diversos: a diminuição da poluição do solo e do ar resultante da sua deposição; a produção de um excelente correctivo / adubo como subproduto; e o aumento da energia produzida através de fontes renováveis, utilizando tecnologia simples já existente. (TRICASE et al., 2009)

Os resíduos agrícolas, incluindo dejectos animais e as culturas energéticas, representam uma importante fonte de biomassa que pode ser utilizada como substrato na digestão anaeróbia, permitindo a produção de energia renovável. Na União Europeia, estes tipos de biomassa podem representar cerca de 1545 milhões de toneladas por ano, considerando uma produção anual de culturas energéticas de 760 toneladas. Em alguns locais da Suécia a produção de biogás “on-farm” a partir de resíduos de culturas agrícolas é preferível à digestão centrais de grandes dimensões devido dado que a produção destes resíduos apresenta uma baixa densidade de distribuição em grandes áreas. (BOHN et al., 2007)

O sector da produção animal é responsável por 18% das emissões totais de gases de efeito de estufa, em toneladas de CO₂ equivalente, e por 37% das emissões antropogénicas de metano, que apresenta um potencial global de aquecimento 21 vezes superior ao do CO₂. A acrescentar ao referido, a nível mundial, cerca de 65% das emissões antropogénicas de oxido nitroso e 64% das

emissões antropogénicas de amónia são originadas pelo sector da produção animal.

A produção de biogás a partir dos resíduos animais e lamas é uma forma eficaz de reduzir as emissões de gases de efeito de estufa, particularmente de metano e amónia.

A penetração do biogás no mercado da energia irá provavelmente aumentar à medida que os problemas económicos e de aceitação por parte do Mercado são ultrapassados. O crescimento da contribuição das energias renováveis, verificado na última década, para a produção de energia mundial e como resposta à procura da segurança no abastecimento, aumentam a visibilidade e o interesse desta tecnologia. A capacidade de penetração do biogás nos mercados está intimamente ligada à criação de estratégias nacionais favoráveis à sua implementação e de condições económicas que a suportem. (HOLM-NIELSEN et al., 2009)

O crescente interesse na energia proveniente de fontes renováveis está a obrigar governos, companhias de produção de energia, e consumidores privados a reavaliar tecnologias de geração de energia que anteriormente eram consideradas tecnicamente ou economicamente inviáveis. A produção “on-farm” de biogás não só é uma fonte de rendimento para os agro-produtores, como pode gerar benefícios ambientais e sociais uma vez que a construção e financiamento de digestores anaeróbios permite criar oportunidades de emprego, contribuindo significativamente para a economia rural e para a sociedade no geral. (YIRIDOE et al., 2009) (SRINIVASAN, 2008)

Uma análise do balanço energético na perspectiva do ciclo de vida de centrais de grande escala em operação na Suécia, indica que a produção líquida de energia é negativa caso as distâncias de transporte de resíduo sejam longas. (SRINIVASAN, 2008)

Os cobenefícios associados à produção “on-farm” de biogás são importantes tanto do ponto de vista do agricultor como do dos analistas de estratégias/políticas energéticas e sociais.

A motivação do investimento do agricultor na produção “on farm” de biogás alargou-se, do interesse apenas na produção energia auto-consumida, a outros benefícios tais como a mitigação das emissões de gases com efeito de estufa, a recuperação de subprodutos da digestão anaeróbia, incluindo poupança de custos em gestão de efluentes, conversão de nutrientes e redução de odores e agentes patogénicos nos resíduos animais. De relevar também, o apoio dos governos às tecnologias de energias renováveis (resultante não apenas das necessidades de cumprimento das reduções de GEE conforme o Protocolo de Kyoto, mas também das estratégias definidas para aumentar a produção de energia eléctrica proveniente de fontes renováveis) estão intimamente ligadas aos referidos cobenefícios.

A acrescentar ao referido anteriormente, nos países industrializados nos quais a produção agrícola é tradicionalmente financiada para produzir, as fontes de rendimento não tradicionais podem gerar importante interesse estratégico e mesmo político. (YIRIDOE et al., 2009)

Considerando a dimensão tempo, Pehnt, no seu trabalho de abordagem à análise dinâmica do ciclo de vida (LCA) de tecnologias de energias renováveis revela que os desenvolvimentos futuros de produtos e tecnologias irão progressivamente melhorar as características ambientais destas aplicações. (PEHNT, 2006)

A relevância do conhecimento dos consumos e produções de energia dos sistemas anaeróbios

está bem patente no trabalho descrito por Lindorfer (LINDORFER et al., 2006).

A utilização de modelos para investigar um reactor de produção de biogás implica que estes permitam prever a produção líquida de energia da instalação em estudo, considerando as variações na alimentação do reactor e o balanço energético. Parte da energia produzida pelo sistema é consumida pelo próprio. É necessária energia para o processo, para aquecimento do substrato e compensação das perdas pela envolvente do reactor. Os sistemas de agitação e bombagem são consumidores adicionais a considerar neste balanço energético. (LUBKEN et al., 2007)

Nos últimos anos, a modelação matemática tornou-se uma ferramenta de suporte bastante popular para o dimensionamento, operação e controlo de sistemas de digestão anaeróbia. No futuro perspectiva-se um crescimento na aplicação destas tecnologias e consequentemente de modelos que permitam dar suporte à tecnologia. (LUBKEN et al., 2007)

As variações na produção líquida de energia dos sistemas de digestão anaeróbia são explicadas maioritariamente pela variabilidade dos materiais a degradar, pelo dimensionamento e operação dos sistemas.

O consumo de energia primária tipicamente não corresponde a mais do que 20 a 40% do conteúdo energético do biogás produzido. Os materiais a degradar podem ser transportados cerca de 200 km (para resíduos das explorações pecuárias) e até cerca de 700 km (para resíduos de matadouros) sem que o balanço de energia se torne negativo. (BERGLUND et al., 2006).

1.2. Objectivo / Contributo da Tese

Tendo em conta o referido acima, revela-se pertinente criar ferramentas que permitam avaliar o desempenho destas instalações. Assim, com o presente trabalho pretende-se apresentar e desenvolver um modelo matemático para avaliar a produção líquida anual de energia de uma instalação de produção de biogás a partir de digestão anaeróbia de resíduos animais, analisando igualmente a viabilidade económica da instalação e verificando o balanço de emissões de gases de efeito de estufa.

1.3. Organização da Tese

O trabalho desenvolvido consiste, inicialmente, numa recolha de informação relativamente à situação actual do biogás, à sua forma de produção e às suas possíveis utilizações. Seguidamente é definido o sistema alvo de estudo e as equações que regem o seu desempenho energético, é apresentada uma metodologia para cálculo das emissões de gases de efeito de estufa e os pressupostos para uma análise económica simplificada.

O modelo desenvolvido é posteriormente avaliado qualitativamente de modo a proceder à validação dos seus parâmetros e pressupostos para permitir a implementação das equações num

algoritmo de cálculo em ambiente MATLAB®. Após a validação e implementação, o modelo é aplicado a um caso de estudo de uma instalação real e os resultados obtidos são comparados com os resultantes de outros modelos e com informação bibliográfica disponível sobre a performance de instalações de produção de energia por combustão de biogás de digestão anaeróbia.

2. Revisão bibliográfica

Na União Europeia, no ano de 2005 a produção primária de biogás era superior a $205\,800 \times 10^9$ kJ, apresentando um crescimento anual de aproximadamente $25\,200 \times 10^9$ kJ nos últimos cinco anos. A produção referida deve-se maioritariamente ao biogás de aterro (64%), à digestão de resíduos urbanos e industriais (18,8%) e a co-digestão de efluentes zootécnicos, resíduos agrícolas e culturas energéticas (17,2%). O Reino Unido e a Alemanha são os principais produtores contribuindo, respectivamente, com 39% e 35% do total.

De acordo com estimativas, tendo por base a quantidade total de resíduos urbanos e industriais tratados em cada estado membro da União Europeia, o potencial teórico de produção de biogás em 2020 será de aproximadamente $756\,000 \times 10^9$ kJ.

As previsões para 2020, relativamente a situações singulares de estados membros, indicam a França conjuntamente com os já referidos Reino Unido e Alemanha, como os países que apresentam o maior potencial de produção no futuro.

Após a sua produção, o biogás pode ser queimado em caldeiras tradicionais para produção de calor ou ser utilizado como combustível para a geração de electricidade ou produção combinada de calor e electricidade (cogeração) através de diferentes tipos de tecnologias, tais como motores de combustão interna, turbinas a gás ou as mais recentes microturbinas ou pilhas de combustível. O biogás pode ainda ser utilizado para produção de compostos químicos, como combustível veicular ou injeção na rede de gás natural.

As diversas aplicações dependem da qualidade do biogás, derivada do seu processamento químico, da remoção de contaminantes, tais como, azoto (N_2), oxigénio (O_2), sulfureto de hidrogénio (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) e água (H_2O). Naturalmente, estes tratamentos afectam os custos de produção e consequentemente também o preço final da electricidade ou combustível.

Independentemente das diversas aplicações possíveis, actualmente o biogás é principalmente utilizado para gerar energia eléctrica (2/3 do total, metade dos quais obtidos em instalações de cogeração) e para a produção de calor (o restante 1/3).

A taxa de crescimento anual tem sido elevada variando entre os 13% e os 25%. O valor total registado em 2005 foi de aproximadamente 14 000 GWh, que representa apenas 0.5% do total do consumo de electricidade da UE (2700 TWh).

Para além da produção de electricidade, é interessante verificar alguns dados relativos ao biogás como combustível para veículos. Ainda que limitado, o interesse nesta aplicação tem vindo a crescer principalmente devido aos benefícios ambientais (ausência de emissões de monóxido de carbono e óxidos de azoto).

A Alemanha, Suíça e Áustria têm vindo a investir em estações de abastecimento de biogás, no entanto destaca-se a Suécia com uma frota de automóveis e transportes públicos considerável

movida a biogás. Este sucesso deve-se principalmente às ferramentas políticas adoptadas para potenciar a utilização deste biocombustível. (TRICASE et al., 2009)



Figura 1 - Biogás para automóveis (Fonte:www.enginealternative.com)

2.1. Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo complexo que requer condições estritamente anaeróbias para que ocorra, depende da actividade coordenada de bactérias para a transformação de material orgânica maioritariamente em dióxido de carbono (CO_2) e metano (CH_4). É constituída por quatro etapas: hidrólise, acidogénese, acetogénese e metanogénese.

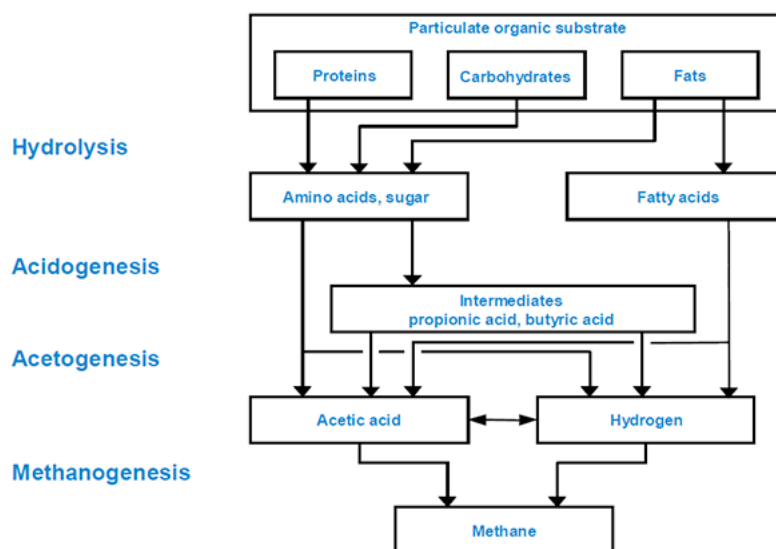


Figura 2 - Representação esquemática das 4 etapas do processo de digestão anaeróbia. (Fonte:www.wtert.eu)

Na hidrólise são degradados materiais orgânicos insolúveis e de maior peso molecular como os lípidos, polissacarídeos, proteínas e ácidos nucleicos, obtendo-se substâncias orgânicas solúveis (aminoácidos, ácidos gordos, etc.). Os componentes formados durante a hidrólise são degradados a materiais mais simples durante a acidogénese, a segunda etapa. Os ácidos orgânicos voláteis (AOVs) são produzidos pelas bactérias acidogénicas (ou fermentativas) assim como amónia, dióxido de carbono, ácido sulfídrico entre outros.

A terceira etapa da digestão anaeróbia é a acetogénese na qual os ácidos orgânicos e os álcoois

produzidas durante a acidogénese são digeridos pelas bactérias acetogénicas produzindo maioritariamente ácido acético e algum dióxido de carbono e hidrogénio.

Esta conversão é largamente dependente da pressão parcial de hidrogénio (H_2) na mistura. Na etapa final, metanogénese, é produzido metano (CH_4) por dois grupos de bactérias metanogénicas: o primeiro grupo degrada o acetato a metano e dióxido de carbono e o segundo grupo utiliza o hidrogénio como dador de electrões e o dióxido de carbono como aceitador de electrões produzindo metano.

Em ambiente anaeróbio existem diversos parâmetros que afectam as velocidades de reacção das diferentes etapas, entre estes salientam-se o pH e alcalinidade, temperatura e o tempo de retenção.

2.1.1. Tecnologia do processo

Para a produção de biogás, podem ser aplicados diversos processos que podem ser classificados como de digestão húmida ou seca.

Os processos de digestão húmida são operados com uma concentração total de sólidos no digestor inferior a 10% permitindo a utilização de reactores CSTR. O material digerido pode ser bombeado permitindo o seu espalhamento nos campos de cultivo para fertilização. Para o tratamento de substratos sólidos, por exemplo, culturas energéticas, a alimentação necessita de mistura com estrume líquido ou água de processo reciclada de modo a que se obtenha uma mistura que possa ser bombeada.

Os processos de digestão seca são operados com um valor de sólidos totais, no digestor, de entre 15% a 35%.



Figura 3 - Reactor CSTR -Via húmida (esq.)(Fonte:www.biogas.co.uk) e reactor Batch -Via seca (dir.) (Fonte:www.bekon.eu)

Todos os processos de digestão húmida são operados continuamente enquanto que os processos de fermentação seca podem ser operados de modo contínuo ou descontínuo. Actualmente, os processos de digestão húmida dominam no sector agrícola.

Diversas formas e conceitos de centrais de digestão anaeróbias agrícolas foram aplicados. A configuração de digestor mais comum em processos de digestão húmida é o rector de mistura completa (CSTR). Frequentemente, o digestor é coberto por uma membrana estanque, simples ou

dupla, para armazenamento do gás antes da sua utilização. Devem ser agitados por sistemas mecânicos, pneumáticos ou hidráulicos de modo a promover o contacto dos microrganismos com o substrato, facilitar a libertação das bolhas de gás, e para atingir condições de temperatura constantes em todo o digestor.

De acordo com a velocidade de rotação, os agitadores mecânicos podem ser classificados como agitadores de alta rotação ou baixa rotação. Dependendo da dimensão do reactor e do substrato, poderão ser necessários até quatro agitadores para prevenir a formação de espuma e a sedimentação. A agitação pneumática utiliza o biogás produzido para promover a mistura, introduzindo-o no fundo do digestor. Este sistema apresenta a vantagem de todo o equipamento ser instalado no exterior do digestor, no entanto é pouco frequente a sua utilização na agricultura, devido à dificuldade em destruir as camadas flutuantes que se acumulam no digestor. A agitação hidráulica por meio de bombas é utilizada em aplicações específicas. As dimensões típicas dos reactores de mistura completa variam entre os 1000 e os 4000 m³.

Os digestores horizontais são tipicamente de fluxo de pistão (plug flow) equipados com um agitador horizontal de baixa velocidade.

São maioritariamente utilizados na primeira fase de um sistema com uma configuração de duas fases dado que possibilitem a operação com um conteúdo de sólidos mais elevado.

A grande maioria dos reactores de fermentação húmida são operados a temperaturas mesófilicas que apresentam desempenho óptimo entre os 38 e 42°C. Apenas uma pequena parte das centrais de biogás opera em condições termofílicas (entre 50 e 55°C), nesta gama de temperaturas a degradação é mais rápida e consequentemente são necessários tempos de retenção e volumes menores, no entanto, o potencial máximo de produção de metano não é influenciado. A necessidade extra de energia para manter a temperatura de um reactor termofílico não é um factor importante se existir calor residual disponível da central de cogeração. No entanto com a crescente utilização de calor para aquecimento e processos industriais os processos termofílicos tornam-se menos eficientes. (WEILAND, 2010)

2.1.2. Tipos de digestores anaeróbios

Reactor de baixa carga

Este tipo de reactor é o mais simples apresentando um tempo de retenção de entre 30 a 60 dias. Tipicamente o resíduo não é aquecido ou agitado, embora o biogás gerado possa promover alguma agitação. Existe estratificação em quatro zonas: espuma superficial, camada líquida, camada de sólidos em digestão e camadas de sólidos digeridos. O sobrenadante é retirado e tratado convenientemente e os sólidos digeridos são removidos periodicamente. (APPELS et al., 2008)

Reactor de alta carga

Estes reactores apresentam-se como uma melhoria fulcral comparativamente aos sistemas de

baixa carga. As lamas são aquecidas e agitadas, o fluxo do resíduo de entrada é tipicamente uniforme. Todos estes elementos combinados permitem a criação de um ambiente óptimo resultando na possibilidade de redução de volume do reactor e paralelamente aumentando a estabilidade do processo e a sua eficiência. As lamas são misturadas pela recirculação de gás, bombagem ou agitadores; na maioria dos casos aquecidas por permutadores de calor externos devido à sua flexibilidade de utilização e manutenção. Entre as outras formas de aquecimento utilizadas podem referir-se os permutadores de calor internos e a injeção de vapor. A alimentação uniforme é deveras importante, e o substrato deve ser alimentado continuamente ou em intervalos regulares para permitir a manutenção de condições de estado estacionário no digestor e reduzir as alterações bruscas de carga orgânica na alimentação, especialmente críticas para as sensíveis bactérias metanogénicas. (APPELS et al., 2008)

2.1.3. Parâmetros dos sistemas

A optimização da digestão anaeróbia e a percepção da sua operação resultantes da variação das condições de alimentação do reactor ou de outras condições de operação são objectivos importantes cujos resultados podem ser previstos utilizando modelização apropriada da reacção de digestão anaeróbia. Os modelos aplicados podem ser de estado estacionário (i), para estimar tempo de retenção, volume de reactor, produção de gás e sua composição para um determinada performance do sistema, (ii) para investigar a sensibilidade da performance do sistema ao diversos parâmetros, (iii) de modo a verificar resultados de performance de uma unidade real comparativamente ao modelo teórico, e (iv) e para a determinar de que modo podem ser afectadas as operações e os sistemas a dimensionar a montante e a jusante do processo de digestão anaeróbia.

Tempo de Retenção de sólidos (TRS) e tempo de retenção hidráulico (TRH)

O volume do digestor pode ser definido com base no tempo de retenção de sólidos dado que o processo de digestão é função do tempo requerido pelos microrganismos para digerir a matéria orgânica e para a reprodução. Em sistemas sem retirada de sobrenadante, o tempo de retenção de sólidos é igual ao tempo de retenção hidráulico. O tempo mínimo de retenção de sólidos para um sistema mesofílico é de 10 dias para que não exista “washout” dos microrganismos. (APPELS et al., 2008)

Redução de sólidos voláteis

No decurso do processo de digestão, os sólidos voláteis são degradados até um determinado grau e convertidos em biogás. O grau de estabilização é frequentemente expresso como a percentagem de redução em sólidos voláteis, associada com o tempo de retenção de sólidos (TRS). (APPELS et al., 2008)

Produção de gás

O gás de digestão anaeróbia contém aproximadamente 65–70% de metano, 30–35% de dióxido de carbono e valores residuais de azoto, hidrogénio, ácido sulfídrico e vapor de água. Apresenta uma densidade relativa de 0.86. Com uma concentração de metano média de 65% o valor do PCI varia entre 21-25 MJ/m³, cerca de 30 a 40% mais baixo que o valor de 37.3 MJ/m³ para o PCI do gás natural.

A taxa de produção de metano pode ser estimada por equações cinéticas desenvolvidas para a digestão anaeróbia ou por modelos mais complexos. O factor de conversão teórico para a produção de metano é de 0,35 para 1 kg de BOD.

A produção específica de gás varia na gama entre 0.75–1.12 m³/kg VS destruídos, ou 0.5–0.75 m³/kg VS alimentados. (APPELS et al., 2008)

Equipamento para aquecimento

O método mais comum de aquecer lamas é a utilização de um permutador de calor externo, embora a injeção de vapor também possa ser aplicada.

Os permutadores de calor externos apresentam a vantagem de permitir a mistura de resíduo recirculado com resíduo novo, previamente ao aquecimento, permitindo também inoculação de microorganismos anaeróbios no resíduo novo.

Embora existam três tipos de permutadores de calor externos frequentemente utilizados (permutador tubular, permutador espiral e banho ...), os mais comuns e mais eficientes (coeficientes de transferência de calor na gama 850–1000 W/m² K) e funcionamento em contracorrente, são os permutadores tubulares e espiral.

A água quente utilizada nos permutadores é produzida numa caldeira, que utiliza o biogás produzido no processo de digestão como combustível ou o calor recuperado no sistema de cogeração a biogás.

No arranque do sistema ou em condições de insuficiente produção de biogás, devem ser previstas necessidades de um combustível alternativo. (APPELS et al., 2008)

2.1.4. Uso do biogás

O biogás pode ser utilizado em praticamente todas as aplicações desenvolvidas para o gás natural. Existem quatro formas básicas de utilizar o biogás, produção de calor/vapor, geração de electricidade/ cogeração, combustível para veículos e (possivelmente) produção de substâncias químicas.

As referidas utilizações influenciadas pelos enquadramentos nacionais no que diz respeito aos taxas legais aplicáveis, subsídios, créditos de carbono e tarifas para a produção de electricidade, disponibilidade de calor ou redes de gás.

Mundialmente, o biogás é maioritariamente utilizado em sistemas de produção combinada de calor e electricidade (cogeração), existem, no entanto, diversos países na UE com programas para

incluir e/ou aumentar a utilização de biogás no sector dos transportes, especialmente interessante com a perspectiva do constante aumento do preço dos combustíveis fósseis.

Os queimadores de gás convencionais podem facilmente ser ajustados ao biogás pela alteração do rácio ar/combustível. A queima de biogás é uma tecnologia estável e fiável, independentemente da qualidade do gás. Tipicamente a pressão de utilização varia entre os 8 e 25 mbar. É recomendável a redução do nível de H_2S abaixo dos 1000 ppm.(APPELS et al., 2008)

Cogeração ou produção combinada de calor e electricidade.

Cogeração define o processo que permite a partir um único combustível produzir mais de uma forma de energia, sequencialmente. É possível produzir vapor e energia eléctrica por cogeração, aumentado significativamente a eficiência global da utilização de combustível em processos industriais.

Termodinamicamente a produção de electricidade implica a rejeição de uma enorme quantidade de calor para um ambiente a uma temperatura mais baixa. Nas instalações de produção de energia comuns, a rejeição de calor verifica-se nos condensadores, nos quais pode ser rejeitada até cerca de 70% da energia para a atmosfera, sob a forma de calor.

Em instalações de cogeração, a energia térmica não é desperdiçada sendo pelo contrário utilizada para fazer face a necessidades de calor de processo. A eficiência global de utilização do combustível pode, deste modo, ser aumentada até 60% ou em algumas situações para valores superiores.

A potência das instalações de cogeração apresenta uma gama alargada que varia desde poucos kW a vários MW de capacidade de geração de electricidade com produção simultânea de calor a variar entre menos de 100 kWth (kW térmicos) a muitos MWth (MW térmicos). (ABBASI et al., 2010)

O biogás é um combustível muito interessante para aplicações de cogeração. Embora Turbinas a gás possam ser utilizadas (micro-turbinas, 25 a 100kW; turbinas de grandes dimensões, vários MW) dado que apresentam baixas emissões, eficiências comparáveis aos motores de combustão interna e baixo custo de manutenção, a sua aplicação é limitada devido ao alto investimento inicial. Assim, em aplicações de cogeração, são utilizados, maioritariamente, motores de combustão interna quer de ciclo Otto quer bi-fuel. Os motores de combustão interna bi-fuel (por exemplo com injeção de diesel numa percentagem $\geq 10\%$) são, embora menos económicos, populares em aplicações de pequena escala apresentando eficiências de produção de energia eléctrica até 40%. As emissões destas unidades são elevadas, exceptuando caso sejam utilizados sistemas de tratamento dos gases de exaustão, no entanto apresentam a vantagem de permitir, na fase de arranque de uma unidade de digestão anaeróbia (em que o biogás não existe ou existe em quantidade residual) utilizar apenas diesel como combustível.

Os motores de ciclo Otto podem operar com mistura ar/combustível estequiométrica ou como motores “lean-burn” (mistura pobre), sendo os últimos comuns para maiores dimensões e apresentando maior eficiência.

As células de combustível são consideradas como as potenciais centrais de energia, de pequena escala, do futuro, dado que possibilitam atingir eficiências de conversão bastante elevadas (>60%) e apresentam baixas emissões.(APPELS et al., 2008)

2.2. Modelos cinéticos

A maioria dos modelos iniciais são baseados apenas num factor limitante da reacção, que em si mesmo pode ser dependente de diversas condições tais com as características do efluente, o tempo de retenção hidráulico e a temperatura. Alguns modelos consideram a metanogénese acetogénica como o factor limitante da reacção, enquanto outros consideram a conversão de ácidos gordos ou a hidrólise de sólidos suspensos biodegradáveis. (APPELS et al., 2008)

Durante anos, a simulação do processo de digestão anaeróbia esteve limitada a equações de cinéticas tais como Michaelis–Menten, Monod e outros. Hoje, estas equações cinéticas empíricas são ainda utilizadas para a simular o comportamento de uma imensa gama de aplicações de tecnologias anaeróbias.

Diversos cientistas, concluíram que as equações cinéticas empíricas relativas aos processos de digestão anaeróbia seguem as leis da termodinâmica, e que o “efeito inibitório” do processo de digestão anaeróbia considerado ocorre na realidade quando o sistema se encontra próximo do equilíbrio termodinâmico. No entanto, nas equações cinéticas empíricas a termodinâmica do processo tem sido ignorada. (OH et al., 2007)

O modelo clássico de Michaelis-Menten é largamente utilizado como a base para a modelização de diversos sistemas biológicos. Dado que o modelo referido não considera o efeito inibitório da acumulação dos produtos da reacção que se verifica tipicamente em todos os processos biológicos, é frequentemente modificado de modo a prevenir a sobre estimativa das taxas de reacção aquando da acumulação dos produtos. Diversas abordagens de alteração do modelo consideram a inclusão de factores inibitórios decorrentes da irreversibilidade, competição, e ausência de competição.(HOH et al., 1996)

O modelo ADM1, foi inicialmente desenvolvido pelo grupo IWA-ADM. Resultando de um trabalho de colaboração durante 4 anos entre vários peritos internacionais de diversas área de competência ligadas a tecnologias de processos anaeróbios. A abordagem utilizada permitiu criar uma base unificada para a modelização da digestão anaeróbia, promovendo a crescente aplicação da simulação e modelização como ferramentas para a investigação, dimensionamento, operação e optimização de processos de digestão anaeróbia.

As variáveis de saída do modelo incluem variáveis comuns do processo tais como o caudal de gás e sua composição, pH, concentração dos ácidos orgânicos e amónia.

A estrutura do modelo é apresentada sob a forma de uma matriz para implementação em diversos sistemas de resolução de equações diferenciais. O ADM1 inclui os processos bioquímicos assim como os processos físico-químicos. Relativamente ao processo bioquímicos, inclui as três fases biológicas (celulares), acidogénese, acetogénese, quer de Ácidos gordos voláteis (VFAs) quer de

ácidos gordos de cadeia longa (LCFAs), e a metanogénese. Inclui ainda a fase de desintegração extra celular (parcialmente não biológica) e a hidrólise extra celular.

As equações físico-químicas descrevem as transferências iónicas e as transferências gás-líquido. (APPELS et al., 2008)

De acordo com (SILVA, 2007), os modelos de processos biológicos baseiam-se em dois conceitos fundamentais: a concentração de substrato (S) e a concentração de microrganismos (X). Por seu turno, estas variáveis relacionam-se por meio de duas relações fundamentais: a velocidade de degradação de substrato (v) e a velocidade de crescimento de microrganismos (μ). O estudo da cinética prende-se com a relação entre a concentração de um determinado substrato e a sua taxa de utilização por parte dos microrganismos; os modelos descrevem genericamente esta interacção.

Infelizmente, as tentativas de integrar as muitas interacções microbianas, os factores ambientais reguladores e a eficiência da utilização do substrato resultam em expressões demasiado complicadas para descrever os fenómenos detectados. Consequentemente, os esforços de modelização são muitas vezes baseados em princípios fundamentais seleccionados, e então generalizados. (SILVA, 2007)

2.3. Emissões de Gases com efeito de Estufa

Embora diversos gases de efeito de estufa – CO_2 , CH_4 , N_2O , O_3 – ocorram naturalmente na atmosfera, a actividade humana tem contribuído para o aumento da sua concentração atmosférica desde a era pré-industrial. Além dos referidos, existem ainda outros gases de efeito de estufa que resultam exclusivamente da actividades industrial: substâncias que provocam a depleção do ozono estratosférico (CFCs, HCFCs e halons), e outros compostos halogenados – HFCs, PFCs and SF_6 .

De acordo com o IPPC, a temperatura superficial da Terra aumentou entre $0.6\text{--}0.7^\circ\text{C}$ nos últimos 100 anos e prevê-se que aumente entre $1.4\text{--}5.8^\circ\text{C}$ nos próximos 100 anos.

Um aumento da temperatura global poderá provocar problemas ambientais em cadeia, incluindo o aumento do nível médio da água do mar, alterações nos padrões de precipitação. Estes eventos podem aumentar a frequência e intensidade de fenómenos meteorológicos extremos, tais como cheias, secas, ondas de calor e tornados. Outras consequências possíveis são as alterações na produtividade dos terrenos agrícolas, o recuo das zonas glaciares, extinção de diversas espécies e aumento de vectores transmissores de doenças.

O Acordo das Nações Unidas para as Alterações Climáticas (UNFCCC) foi criado pela comunidade internacional de modo a responder às evidências verificadas relativamente às alterações climáticas e teve o seu início no Rio de Janeiro em 1992.

Portugal ratificou o Acordo das Nações Unidas para as Alterações Climáticas (UNFCCC) em Maio de 1994. O objectivo deste acordo é a estabilização das concentrações de gases de efeito de estufa na atmosfera a um nível que previna interferências perigosas no sistema climático

derivadas da actividade antropogénica.

O Protocolo de Kyoto, adoptado alguns anos mais tarde em 1997, representa um aprofundar do comprometimento inscrito no Acordo. O Protocolo introduz comprometimentos legais dos países desenvolvidos para a redução as suas emissões globais de gases de efeito de estufa no mínimo em 5% no período 2008-12, relativamente aos valores de 1990. Presentemente as negociações internacionais focam-se no período após 2012 (FERREIRA et al., 2008).

2.3.1. Potencial de Aquecimento Global (GWP)

O Potencial de Aquecimento Global (GWP) é definido como capacidade acumulada da força radiativa, num horizonte de tempo específico, resultante da emissão de uma unidade de massa de gás relativa a um gás de referência (IPCC, 1997). O gás de referência utilizado é o CO₂, sendo que a emissão mássica de cada gás multiplicada pelo seu GWP equivalem à sua emissão como dióxido de carbono (CO₂ equivalente – CO₂ Eq.). O horizonte temporal acordado para a determinação do GWP foram 100 anos. Na tabela seguinte apresentam-se os GWPs dos diversos gases de efeito de estufa (FERREIRA et al., 2008).

GHG	GWP
CO ₂	1
CH ₄	21
N ₂ O	310
HFC	
HFC-23	11 700
HFC-32	650
HFC-41	150
HFC-43-10mee	1 300
HFC-125	2 800
HFC-134	1 000
HFC-134 ^a	1 300
HFC-152 ^a	140
HFC-143	300
HFC-143 ^a	3 800
HFC-227ea	2 900
HFC-236fa	6 300
HFC-245ca	560
PFC	
CF ₄	6 500
C ₂ F ₆	9 200
SF ₆	23 900

Figura 4 - Tabela dos valores de Potencial de Aquecimento Global (GWP) de diversos Gases de efeito de estufa.
(Fonte:(FERREIRA et al., 2008))

2.3.2. Mecanismos de desenvolvimento limpo

Uma característica importante e inovadora do Protocolo de Kyoto foi a previsão de mecanismos, ditos de flexibilização, pelos quais as reduções de emissões podem ocorrer em diferentes países ou projectos. O Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) é um desses mecanismos (POPPE et al., 2008).

O princípio básico do MDL é simples: os países desenvolvidos podem investir em oportunidades “low-cost” de redução de emissões em países em vias de desenvolvimento (países do Anexo 1) e receber créditos resultantes das reduções de emissões, que por sua vez permitem contrabalançar as reduções necessárias dentro das suas fronteiras. Desta forma o MDL permite baixar o custo de

investimento dos países desenvolvidos, para a obtenção de reduções de emissões de GEE, permitindo, paralelamente, a entrada de capital e a transferência de tecnologia para os países em vias de desenvolvimento.

Dos projectos MDL devem resultar reduções mensuráveis de Gases de efeito de estufa (GEE). Dado que dos projecto MDL resultam em reduções de GEE não-negativas, o conceito de redução mensurável é obtido por comparação com um nível inicial de emissões de GEE (FENHANN, 2011). Assim são, fundamentalmente, dois conceitos trazidos pelo Protocolo de Kyoto que sintetizam a ideia do MDL, sendo eles a adicionalidade e a linha de base. O nível inicial de emissões que permite a comparação com as reduções de GEE é designado linha base (“baseline”) e é definido, segundo o Acordo de Marraquexe, como “o cenário que razoavelmente representa as emissões antropogénicas de GEE que ocorreriam na ausência da actividade de projecto proposta”, deste modo, da actividade de projecto apenas podem resultar reduções de GEE caso as emissões do projecto MDL proposta sejam inferiores às da linha base (SHRESTHA et al., 2005).

Relativamente ao conceito de adicionalidade de uma actividade de projecto a definição é a seguinte: “Uma actividade de projecto de MDL é adicional se reduzir emissões antropogénicas de gases de efeito estufa para níveis inferiores aos que teriam ocorrido na ausência da actividade de projecto de MDL registada.” Deste modo um projecto será considerado adicional quando puder comprovar ou demonstrar que não teria sido implementado na ausência dos incentivos relacionados ao MDL, sejam eles de cunho económico ou tecnológico (POPPE et al., 2008).

A certificação de reduções de emissões (CERs) e a determinação da sua quantidade pode apenas ser obtida se para um determinado projecto se for aplicada a metodologia de linha base e as metodologias de monitorização aprovadas e preconizadas pela UNFCCC. Estas metodologias dividem-se em quatro categorias, metodologias de grande escala para actividades de projecto MDL, metodologias de grande escala para actividades de projecto de reflorestação, metodologias de pequena escala para actividades de projecto MDL e metodologias de pequena escala para actividades de projecto de reflorestação (UNFCCC, 2010). Especificamente para a área das actividades de projecto relacionadas com a gestão e tratamento de água e resíduos são consideradas as metodologias apresentadas na imagem seguinte:

Alternative treatment – composting	AM0025	AM0039	AMS-III.F.	AMS-III.AF.	
Alternative treatment – burning	AM0025	AMS-III.E.	AMS-III.L.	AMS-III.R.	AMS-III.Y.
Alternative treatment – aerobic	AM0083				
Landfill gas	ACM0001	AMS-III.G.			
Lagoons and biogas	ACM0014	AMS-III.F.	AMS-III.H.		
Manure and comparable animal waste	AM0073	ACM0010	AMS-III.D.		
Aerobic wastewater treatment	AM0080	AMS-III.L.			
Biogenic methane	AM0053	AM0069	AM0075	AMS-III.O.	

Figura 5 - Metodologias MDL para a área da gestão de água e resíduos (Fonte:(UNFCCC, 2010))

As metodologias AM e ACM são aplicadas em projectos de grande escala e as metodologias AMS são metodologias simplificadas aplicadas em projectos de pequena escala.

Para os projectos MDL desenvolvidos em países desenvolvidos (fora do Anexo 1) existem mecanismos que permitem valorizar as reduções de emissões de GEE. Existem fundos nacionais (em Portugal - Fundo Português de Carbono) que permitem a negociação das reduções de emissões de GEE e existe ainda um mercado internacional para a transacção de certificados de emissão voluntários (VERs).

3. Modelo físico-matemático

3.1. *Introdução*

No capítulo anterior foram apresentadas descrições acerca do processo de digestão anaeróbia, das aplicações do biogás e das suas relações com a problemática dos gases de efeito de estufa (GEE).

Para proceder à avaliação do sistema de produção de energia a partir de biogás de digestão anaeróbia é necessário proceder à definição dos componentes do sistema e das equações que o regem. O presente capítulo trata da análise energética do sistema, incluindo todos os inputs necessários à sua avaliação.

3.2. *Descrição do sistema*

O sistema de produção de energia a partir de biogás de digestão anaeróbia é composto por três componentes principais: o digestor anaeróbio, o sistema de produção de energia (caldeira, sistema de cogeração ou gerador de ar quente) e o sistema de permuta de calor.

O digestor anaeróbio é um reactor fechado que opera sem a presença de oxigénio no seu interior onde ocorre a reacção de digestão anaeróbia dos substratos. Durante o processo de digestão parte do material orgânico introduzido é transformado em biogás pela acção de um conjunto de bactérias. O reactor de digestão anaeróbia é alimentado continuamente e apresenta um funcionamento típico de um reactor PFR (Reactor de Fluxo Pistão).

O biogás produzido pelo processo biológico é posteriormente valorizado num sistema de combustão, que, no caso específico da cogeração (CHP) permite a produção de energia eléctrica e térmica. A energia térmica do processo é tipicamente resultante da permuta de calor com os gases de escape do motor (da unidade CHP) e com a água de arrefecimento do motor. A energia térmica obtida nos permutadores do motor é utilizada para aquecer o digestor anaeróbio por intermédio de um permutador de calor interno (ou externo no caso em que o resíduo é retirado do reactor, aquecido e retorna ao reactor) que permite a troca de calor de modo a manter a temperatura de operação aproximadamente constante, uma vez que a eficiência de processo biológico depende desta. Devido ao efeito da temperatura na reacção de produção de biogás o balanço energético ao reactor revela-se crítico para o desempenho de sistema. A sua determinação depende da definição das equações de interacção do reactor com o ambiente envolvente - ar ambiente, radiação solar e solo – de modo a determinar os fluxos de energia.

Parte da energia eléctrica produzida pelo sistema de cogeração é fornecida aos equipamentos auxiliares para operação da central (bombas de circulação, agitadores, compressores, etc). A energia disponível, após o fornecimento aos equipamentos auxiliares, é exportada para a rede eléctrica ou utilizada em regime de autoconsumo na unidade de produção de resíduos.

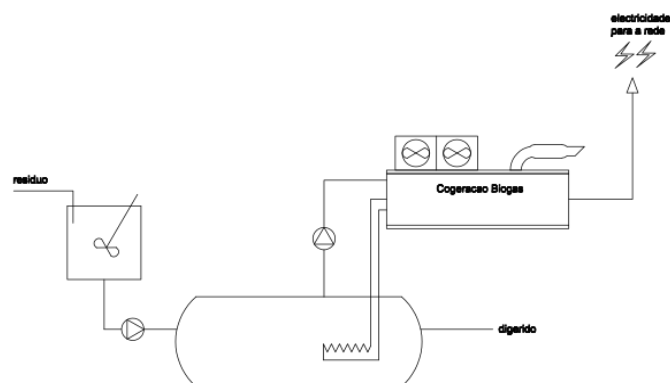


Figura 6 - Esquema representativo dos principais componentes da unidade de produção de energia a partir de biogás de digestão anaeróbia.

3.3. Modelo energético

De modo a obter o balanço líquido da produção de energia eléctrica da instalação da instalação é necessário considerar os balanços energéticos aos componentes da instalação e os dados dos parâmetros de entrada relativos ao ambiente envolvente do sistema. O fluxograma seguinte revela as interações entre os diversos parâmetros do sistema.

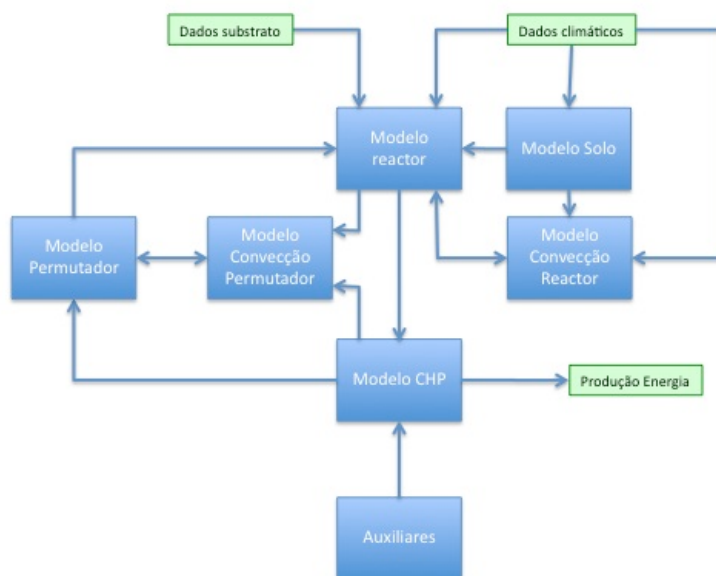


Figura 7 - Fluxograma do modelo energético

3.3.1. Modelo Solo

Considerando o fluxograma do modelo energética pode verificar-se que o modelo solo depende dos dados climáticos e influencia quer o modelo do reactor quer o modelo de convecção do

reactor. O modelo do solo pretende representar a variação da temperatura do solo com a profundidade e ao longo do período de um ano.

O modelo utilizado considera o solo como um sólido homogéneo. Partindo da temperatura média anual à superfície, a amplitude é atenuada e desfasada de acordo com a profundidade e as características do solo. O resultado é uma sinusóide simples ao longo do ano, uma vez que a variação diária não é tida em conta, por ser muito atenuada em profundidade (MONTEIRO, 2008). Os dados de entrada necessários ao modelo são a temperatura à superfície do solo, a difusividade do solo (que depende do tipo de solo – argiloso,, arenoso...), a profundidade e outros parâmetros que resultam indirectamente da análise da temperatura do solo (amplitude, temperatura média, fase).

$$T_{solo} = \bar{T}_{anual} + Amp_{anual} \cdot \exp\left(-z\sqrt{\frac{\pi}{\alpha 8760}}\right) \cdot \cos\left(\frac{2\pi(t - fase_{anual})}{8760} - z\sqrt{\frac{\pi}{\alpha 8760}}\right) \quad (Eq.1)$$

Os dados de entrada para o modelo foram obtidos a partir dos ficheiros de dados climáticos de entrada do programa Solterm e dos dados de difusividade referidos por (MONTEIRO, 2008)

3.3.2. Modelo Reactor

O balanço ao reactor compreende o desenvolvimento das equações relativas ao balanço mássico e ao balanço energético do reactor.

O reactor é um vaso fechado com dois fluidos no seu interior, o substrato e o biogás. O substrato é a fonte de matéria orgânica degradada na reacção de digestão anaeróbia, caracterizado por um caudal horário, temperatura, concentração de sólidos voláteis (material biodegradável). O biogás é o resultado da degradação do substrato pela acção da bactérias sendo deste modo a sua produção dada por uma função de transferência (equação cinética) dependente das características do substrato, temperatura de operação e volume de reactor.

Após a reacção de degradação do substrato, o fluído resultante – digerido – abandona o reactor de digestão anaeróbia. As características do digerido dependem da temperatura de operação do reactor e do resultado da função de transferência.

O reactor de digestão anaeróbia apresenta zonas de interface com o ambiente exterior para além das resultantes da transferência de massa (entrada de substrato, saída de digerido, saída de biogás). Na superfície externa do reactor existem zonas de contacto com o solo e o ar ambiente que implicam fluxos de energia térmica resultantes quer de fenómenos de condução quer de convecção. São também relevantes os processos de transferência de energia térmica devidos aos fenómenos radiativos e a fontes de calor externas (resultante de sistemas de recirculação para aquecimento).

Na imagem seguinte apresentam-se esquematicamente os fluxos de massa e energia no reactor de digestão anaeróbia.

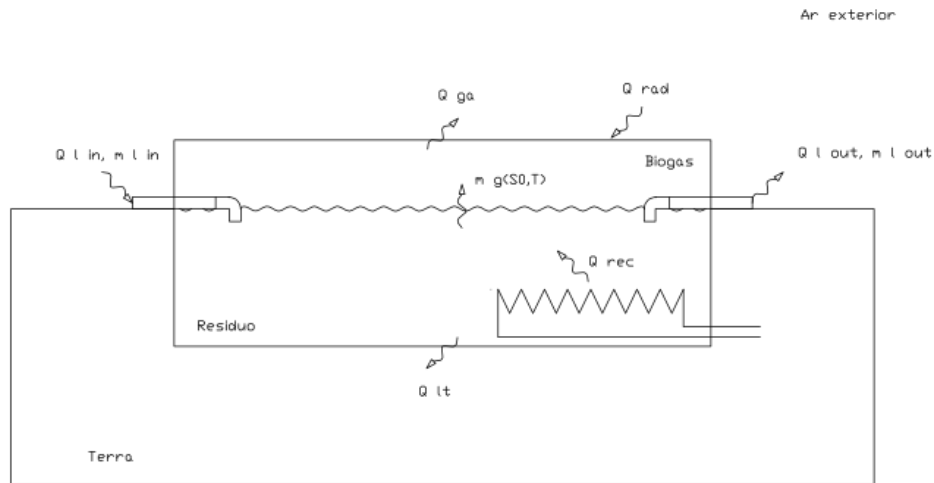


Figura 8 - Representação esquemática dos fluxos de massa e energia no reator de digestão anaeróbia.

O balanço mássico ao reator reflecte a massa acumulada no reator resultante da diferença entre a massa de entrada de substrato e as saídas de massa de digerido e de massa de biogás, assim reflectidas pela equação seguinte:

$$m_{acumulada} = m_{l_in} - m_{l_out} - m_{g_out} \quad (\text{Eq.2})$$

Dado que o sistema considerado opera aproximadamente com um reator de fluxo de pistão admite-se a inexistência de acumulação de massa, ou seja, a expressão do balanço mássico é simplificada assumindo a seguinte forma:

$$m_{l_in} = m_{l_out} + m_{g_out} \quad (\text{Eq.3})$$

A massa de metano, e consequentemente de biogás, produzida no reator de digestão anaeróbia é estimada pela cinética que descreve o consumo de matéria orgânica e o crescimento bacteriano, cuja forma mais simples é:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (\text{Eq.4})$$

$$-\frac{dS}{dt} = vX \quad (\text{Eq.5})$$

Onde μ e v representam respectivamente as taxas específicas de crescimento microbiano e de consumo de substrato. X e S representam as concentrações de biomassa e substrato respectivamente. No entanto, as cinéticas de primeira ordem são modelos simplistas e poderão

não ser tão boas aproximações na modelação de sistemas biológicos de tratamento envolvendo substratos mais complexos. Várias relações entre estas duas variáveis têm sido desenvolvidas, permitindo uma modelação mais aproximada da dependência do crescimento a uma determinada concentração de substrato. A cinética de Monod é a mais comum para descrever os processos biotecnológicos, relacionando da seguinte forma a taxa de crescimento bacteriana com a concentração de um único substrato de crescimento, na qual $v_{m\acute{a}x}$ representa a taxa máxima de utilização de substrato e K_s a constante de saturação (SARAVANAN et al., 2009).

$$v = v_{m\acute{a}x} \frac{S}{K_s + S} \quad (\text{Eq.6})$$

Tal como referido por (AXAOPOULOS et al., 2003), e segundo o modelo cinético desenvolvido por Chen e Hashimoto, a equação que define a taxa de produção de metano (em L CH₄/L volume digestor.dia) é a dada por:

$$\gamma_{CH_4} = \frac{B_0 SV_{adicionados}}{HRT} \left(1 - \frac{K}{HRT \mu_{m\acute{a}x} - 1 + K} \right) \quad (\text{Eq.7})$$

na qual B_0 é o potencial máximo de produção de CH₄ (em L CH₄/ g SV_{adicionados}), HRT é o tempo de retenção hidráulico (em dias), K é o parâmetro cinético e μ_m é a taxa específica de crescimento máxima (por dia).

O valor do parâmetro K pode ser determinado pela equação empírica determinada por Hashimoto referida em (AXAOPOULOS et al., 2003):

$$K = 0,6 + 0,0206 \exp^{(0,051 + SV_{adicionados})} \quad (\text{Eq.8})$$

na qual SV_{adicionados} representa a concentração de sólidos voláteis no efluente a tratar.

O valor da taxa específica máxima de crescimento das bactérias, $\mu_{m\acute{a}x}$, é dependente da temperatura de operação do reactor e é determinado utilizando a seguinte equação:

$$\mu_{m\acute{a}x} = 0,013T - 0,129 \quad (\text{Eq.9})$$

Assim a massa de biogás produzida no reactor resulta da Eq.7 e depende massa de substrato, concentração de sólidos voláteis no substrato, da temperatura de operação do reactor e indirectamente do volume do reactor (dado que o parâmetro HRT – tempo de retenção hidráulico – é a razão entre o volume do reactor e o volume de alimentação de substrato diário).

Genericamente a Eq.7 representa a “função de transferência” de massa do substrato para a massa de biogás.

Deste modo a expressão do balanço mássico dada pela Eq.3 pode ser desenvolvida da seguinte forma:

$$\rho_{substrato} V_{substrato.in} = \rho_{biogás} V_{substrato.total} \frac{\frac{B_0 SV_{adicionados}}{HRT} \left(1 - \frac{K}{HRT \mu_{máx} - 1 + K} \right)}{\frac{\%CH_4}{100}} + \rho_{digerido} V_{digerido} \quad (Eq.10)$$

Relativamente ao balanço energético do reactor, é importante definir as características do reactor relativas ao seu formato e zonas de interface com o exterior.

O reactor considerado apresenta uma forma cilíndrica horizontal e é instalado parcialmente enterrado. A altura de líquido no interior do reactor é igual à altura do reactor que se encontra enterrada. O gás encontra-se na parte superior do reactor, sendo que a superfície interior da parede do reactor em contacto com o gás corresponde à superfície exterior da parede do reactor em contacto com o ar ambiente.

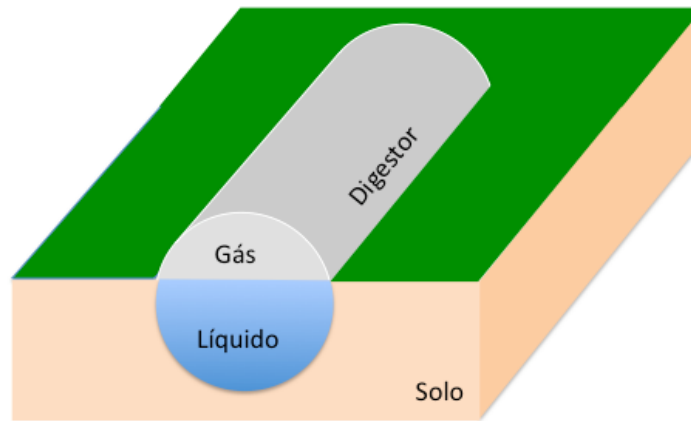


Figura 9 - Representação esquemática do reactor e zonas de interface do reactor com o exterior

Os fluxos de transferência de calor considerados para o reactor anaeróbico por mecanismos de convecção e condução são os existentes entre o líquido interior e o solo, e entre o gás interior e o ar ambiente.

Relativamente aos fluxos radiativos considera-se, a transferência de calor decorrente da temperatura do reactor e da temperatura dos objectos ao redor do reactor.

Existem ainda fluxos de transferência de calor associados à entrada de substrato, e à saída de digerido e de biogás.

No que diz respeito aos últimos fluxos de transferência de calor referidos, a sua formulação resulta da expressão do balanço mássico (Eq.10). Assim o fluxo de transferência de calor por entrada de substrato é dado por:

$$Q_{substrato,in} = m_{substrato} \cdot C_{p,substrato} T_{substrato} \quad (\text{Eq.11})$$

para o desenvolvimento da expressão do fluxo de transferência de calor devido à saída do digerido de reactor considera-se, recorrendo à expressão do balanço mássico (Eq.10), que a massa de digerido é equivalente à massa de substrato na entrada subtraída da massa de biogás produzido, consequentemente a expressão do fluxo de transferência de calor devido à saída do digerido vem:

$$Q_{digerido,out} = (m_{substrato,in} - m_{biogas,out}) C_{p,digerido} T_{digerido} \quad (\text{Eq.12})$$

A parcela referente à transferência de calor por saída de massa do biogás do reactor é dada por:

$$Q_{biogas,out} = (m_{biogas,out}) C_{p,biogas} T_{biogas} \quad (\text{Eq.13})$$

A transferência de calor do líquido para o solo depende dos fenómenos de convecção do líquido no interior no reactor, de condução na parede do reactor e de condução no solo (considerando um sólido homogéneo). (AL-AJMI et al., 2006) desenvolveu uma abordagem acerca de um permutador de calor ar-solo que refere que a para o cálculo da transferência de calor entre um fluído no interior de um tubo circular enterrado e a envolvente solo pode ser considerado que a resistência térmica global é o resultado de resistência térmica devido ao fenómeno de convecção natural do fluído no interior do tubo e da resistência térmica de um anel de terra concêntrico ao tubo, com uma espessura arbitrária, exposto a uma temperatura constante. A espessura do anel de terra considerado pelo autor é de 2 vezes o diâmetro do tubo. A expressão para a resistência térmica total unitária vem:

$$R_{ts} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_d \ln(r_p / r_d)}{k_p} + \frac{r_d \ln(r_s / r_d)}{k_s} \quad (\text{Eq.14})$$

onde h_i é o coeficiente de convecção do fluído no interior da tubagem, r_d é o raio interior do reactor de digestão anaeróbia, r_p é o raio exterior (ou da parede) do reactor de digestão anaeróbia, r_s é o raio do anel de concêntrico do solo, representado k_p e k_s os coeficientes de transmissibilidade térmica para a parede do reactor e para o solo respectivamente.

Assim a transferência de calor do líquido para o solo é dada pela expressão:

$$Q_{ls} = U_{ls} A_{ls} (T_d - T_s) \quad (\text{Eq.15})$$

com o coeficiente global de transferência de calor, $U_{ls} = 1/R_{ls}$.

O processo de transferência de calor do gás para o ar é governados pelos mecanismos da convecção natural do gás (no interior do reactor), da convecção natural ou forçada do ar (no exterior do reactor) e da condução na parede do reactor. A resistência térmica total unitária é neste caso dada pela expressão:

$$R_{ga} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_d \ln(r_p / r_d)}{k_p} + \frac{r_d}{r_p h_e} \quad (\text{Eq.16})$$

na qual h_i e h_e são respectivamente os coeficientes de convecção do gás e do ar. A equação que permite calcular a transferência de calor entre o gás e o ar é:

$$Q_{ga} = U_{ga} A_{ga} (T_d - T_a) \quad (\text{Eq.17})$$

considerando $U_{ga} = 1/R_{ga}$ e A_{ga} a área de interface entre o gás o ar exterior.

São considerados ganhos por radiação na parte superior do digestor exposta à temperatura ambiente. A equação para cálculo dos ganhos por radiação, caso a temperatura ambiente seja superior à do reactor, toma em consideração a área da superfície exposta (A_{ga}), a temperatura da superfície (T_s), a temperatura ambiente (T_{amb} - considerada equivalente à dos corpos ao redor do reactor), a emissividade do material constituinte da parede do reactor (ϵ) e, a constante de Stefan-Boltzmann (σ), resultando na seguinte expressão:

$$E = \epsilon \sigma T_s^4 A_{reactor} \quad (\text{Eq.18})$$

3.3.3. Modelo Permutador

O sistema de digestão anaeróbia inclui, na maioria dos casos, um processo de aquecimento para manutenção da temperatura do reactor. A transferência de calor por recirculação no reactor é resultantes da circulação de água quente num permutador interno aplicado no reactor ou mais frequentemente de um permutador externo onde o fluido primário é a água do sistema de cogeração e o fluido secundário o substrato bombeado do reactor e posteriormente reintroduzido. O permutador consiste em duas tubagens concêntricas de material metálico isolado pelo exterior. A água quente flui pelo anel entre tubagens e o substrato pela tubagem interior.

Conhecendo as temperaturas de entrada dos fluidos primário e secundário é possível calcular a eficiência do permutador e consequentemente as trocas de calor por recirculação. O método NUT referido em (INCROPERA, 2008), para dimensionamento de permutadores de calor tubulares concêntricos em contra-corrente é baseado nas seguintes equações:

$$C_{\min} = \min(\dot{m}_h c_{ph}, \dot{m}_c c_{pc}) \quad (\text{Eq.19})$$

$$R_{hx} = \frac{1}{h_{hx,i}} + \frac{r_{hx,i} \ln(r_{hx,e} / r_{hx,i})}{k_{hx}} + \frac{r_{hx,i}}{r_{hx,e} h_e} \quad (\text{Eq.20})$$

com $h_{hx,i}$, $h_{hx,e}$ como os coeficientes de convecção interno e externo do permutador respectivamente, k_{hx} como a transmissibilidade térmica da parede do permutador e $r_{hx,i}$, $r_{hx,e}$ como o raio interno e externo do permutador, assim NUT vem:

$$NUT = \frac{\frac{1}{R_{hx}} A}{C_{\min}} \quad (\text{Eq.21})$$

considerando o caso de um permutador tubular concêntrico a funcionar em contra-corrente, a expressão da eficiência, ϵ , é dada por:

$$Eff_{hx} = \frac{1 - \exp\left[-NUT\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NUT\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{Eq.22})$$

A expressão geral para a transferência de calor por recirculação vem:

$$Q_{rec} = Eff_{hx} C_{\min} (T_{h,i} - T_d) \quad (\text{Eq.23})$$

considerando $T_{h,i}$ a temperatura do fluido quente no permutador.

A expressão geral para o balanço energético ao reactor considerando as equações apresentadas previamente vem:

$$\rho_{reactor} V_{reactor} C_{p_{reactor}} \frac{dT}{dt} = Q_{substrato,in} - Q_{digerido,out} - Q_{gas,out} - Q_{ls} - Q_{ga} + Q_{rad} + Q_{rec} \quad (Eq.24)$$

3.3.4. Modelo CHP

O biogás produzido pela reacção de digestão anaeróbia é valorizado numa unidade de cogeração. Considerando a energia total disponível do biogás, o seu aproveitamento depende dos rendimentos térmico e eléctrico do sistema de cogeração. Da combustão do biogás no sistema de cogeração (CHP) resulta a produção de energia eléctrica (E_e), energia térmica (E_{th}) e perdas para o ambiente (calor não útil – E_{nth}). O conteúdo em metano do biogás permite calcular a potência disponível através da seguinte equação:

$$E_{CH_4} = m_{CH_4} \cdot PCI_{CH_4} \quad (Eq.25)$$

A produção de energia pela unidade de cogeração é dada pelas seguintes equações. A equação 23 permite calcular a potencia eléctrica disponível, a equação 24 permite o cálculo da potencia térmica disponível e a equação 25 reflecte a potencia térmica referente às perdas do sistema.

$$E_e = \eta_{e,CHP} E_{CH_4} \quad (Eq.26)$$

$$E_{th} = \eta_{th,CHP} E_{CH_4} \quad (Eq.27)$$

$$E_{nth} = (1 - \eta_{e,CHP} - \eta_{th,CHP}) E_{CH_4} \quad (Eq.28)$$

3.3.5. Auxiliares

A instalação do sistema de digestão anaeróbia implica, para além do reactor e dos sistema de cogeração (CHP), a existência de equipamentos auxiliares que permitam movimentar os fluidos (substrato/resíduo, biogás e água). Para o modelo definido consideram-se equipamentos auxiliares, o agitador do tanque de substrato, o soprador/compressor de biogás e a bomba de circulação da água quente entre o motor e o permutador. As potências destes equipamentos variam com a dimensão da instalação e o tipo de resíduo e afectam o desempenho global da instalação uma vez que à produção de energia eléctrica do sistema deve ser subtraída a energia consumida por estes.

No caso do modelo desenvolvido são consideradas as características de equipamentos comerciais de agitação, compressão e movimentação. Os tempos de operação dos equipamentos são distintos. O soprador/compressor de biogás está em funcionamento sempre que o sistema de

cogeração se encontre em funcionamento. A bomba de água quente está em funcionamento sempre que exista necessidade de calor no reactor e a cogeração esteja em funcionamento.

O caudal da bomba de água quente é determinado considerando que o motor pode perder no máximo 20°C.

Segundo Lubken et al. a potencia da bomba pode ser determinada a partir da expressão seguinte:

$$Pot_{bomba} = \frac{\dot{m}_{in} H \rho g}{\eta_{bomba}} \quad (\text{Eq.29})$$

na qual \dot{m}_{in} representa o caudal do fluído em kg/s, H a altura manométrica em m, ρ a densidade do fluído bombeado, g a aceleração da gravidade e η a eficiência da bomba.

No caso dos agitadores o autor refere que a sua potencia pode ser aproximada pela equação 27, na qual V_{liq} é o volume do vaso e S a potencia específica do agitador ($=0.005 \text{ kWm}^{-3}$):

$$Pot_{agit} = V_{liq} \cdot S \quad (\text{Eq.30})$$

A potencia do compressor / soprador de biogás, considerando uma compressão isoentropica, com P_1 como a pressão de entrada do gás no compressor, P_2 , a pressão de saída do gás do compressor, R a constante dos gases perfeitos, m o caudal mássico em kg/s e C_p e C_v o calor específico a pressão constante e o calor específico a volume constante (ÇENGEL, 2006) respectivamente, vem:

$$Pot_{comp} = \frac{(C_p/C_v) \dot{m} R T}{(C_p/C_v) - 1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(C_p/C_v)-1}{(C_p/C_v)}} - 1 \right] \quad (\text{Eq.31})$$

3.4. Modelo redução de emissões

O modelo da redução de emissões de gases de efeito de estufa é baseado numa das metodologias da UNFCCC para projectos de pequena escala. As metodologias aprovadas para projectos de mecanismos de desenvolvimento limpo (MDL) implicam a definição de um cenário de referencia (“baseline”) que serve de comparação para a determinação das reduções no caso da actividade de projecto.

A metodologia considerada é a AMS-III.D – “Manure recovery in animal manure management systems”. Esta metodologia é considerada uma metodologia simplificada apenas aplicável em projectos que envolvam a substituição ou alteração dos sistemas de gestão de dejectos animais por via anaeróbia de modo a permitir a recuperação de metano e a sua destruição por queima/combustão ou valorização. Para que exista a possibilidade de aplicar a referida

metodologia para o cálculo da redução da emissão de GEE é necessário que se verifiquem as condições apresentadas de seguida:

- A população de animais da exploração tem de ser mantida confinada;
- Os efluentes de resíduos obtidos após o tratamento não são descarregados em cursos de água;
- A temperatura média anual considerada no cenário da linha de base (“baseline”) na instalação de tratamento de resíduos animais é superior a 5°C;
- No cenário da linha de base o tempo de retenção dos resíduos no sistema de tratamento anaeróbio é superior a 1 mês, e no caso das lagoas anaeróbias a sua profundidade é no mínimo de 1 metro;
- Não existe recuperação ou destruição de metano por queima/ combustão ou valorização no cenário da linha de base

A actividade de projecto deve satisfazer as seguintes condições:

- Os efluentes de resíduos após tratamento anaeróbio devem ser tratados aerobicamente, caso contrario as emissões resultantes devem ser tidas em conta de acordo com o expresso na AMS-III.AO “Methane recovery through controlled anaerobic digestion”. No caso da aplicação no solo, devem ser asseguradas condições e metodologias adequadas (das quais não resultem emissões de metano);
- Devem ser tomadas medidas para assegurar que todo o biogás produzido pelo digestor é utilizado ou queimado;
- O tempo de armazenamento do resíduo após a retirada dos pavilhões de criação de animais, incluindo o transporte, não deve exceder 45 dias antes de ser alimentado ao digestor anaeróbio;
- As medidas estão limitadas aos casos em que a redução agregada de emissões seja inferior ou igual a 60 kt CO₂ equivalente por ano (UNFCCC, 2011).

3.4.1. Emissões da “Baseline”

A metodologia para a determinação da redução de emissões considera o cálculo da diferença entre as emissões na situação actual da instalação (“baseline”) e a situação quando implementado o sistema de digestão anaeróbia (“Project activity”). A determinação das emissões do cenário da linha de base, no ano y , é realizada recorrendo à expressão seguinte:

$$BE_y = GWP_{CH_4} \cdot D_{CH_4} \cdot UF_b \cdot \sum_{j,LT} MCF_j \cdot B_{0,LT} \cdot N_{LT,y} \cdot VS_{LT,y} \cdot MS\%_{Bl,j} \quad (Eq.32)$$

Os índices LT e j representam o tipo de animal e o tipo de sistema de tratamento respectivamente. Os parâmetros da equação designam, o potencial de aquecimento global do metano ($GWP_{CH_4}=21$), a densidade do metano a 20°C e 1 atm ($D_{CH_4}=0.00067 \text{ t/m}^3$), factor de correcção do modelo devido a incertezas ($UF_b=0.94$), o factor de conversão anual de metano (MCF), o potencial máximo de produção de metano (B_0), o número médio de animais (N), os sólidos voláteis do resíduo (VS) e a fracção de resíduo tratada pelo sistema j. Os valores utilizados para os cálculos são baseados nas referencias do IPCC.

Para o cálculo do número de médio de animais por tipo e por ano a expressão utilizada é:

$$N_{LT,y} = N_{da,y} \cdot \left(\frac{N_{p,y}}{365} \right) \quad (\text{Eq.33})$$

dada pelo número de dias que o animal permanece na instalação no ano y ($N_{da,y}$) e o número de animais produzidos anualmente do tipo LT no ano y ($N_{p,y}$).

3.4.2. Emissões de Projecto

As emissões de projecto (PE_y), no ano y, decorrem das emissões devido às possíveis fugas de biogás ($PE_{PL,y}$), das emissões resultantes da queima/combustão da corrente de biogás ($PE_{flare,y}$), das emissões resultantes da utilização de combustíveis fósseis ou electricidade para a operação das instalações ($PE_{power,y}$), das emissões devidas ao transporte ($PE_{transp,y}$) e das emissões resultantes do armazenamento do resíduo animal ($PE_{storage,y}$). A expressão de cálculo das emissões de projecto é dada por:

$$PE_y = PE_{PL,y} + PE_{flare,y} + PE_{power,y} + PE_{transp,y} + PE_{storage,y} \quad (\text{Eq.34})$$

As emissões de projecto devidas a possíveis fugas existentes no sistema de digestão anaeróbia e quaisquer equipamentos ou tubagens de transporte até ao ponto de queima/combustão ou valorização são dadas pela expressão:

$$PE_{PL,y} = 0.10 \cdot GWP_{CH_4} \cdot D_{CH_4} \cdot \sum_{i,LT} B_{0,LT} \cdot N_{LT,y} \cdot VS_{LT,y} \cdot MS\%_{i,y} \quad (\text{Eq.35})$$

cujos parâmetros são equivalentes aos utilizados para o cálculo da Eq.29 com a ressalva de que os sistemas de tratamento (i) considerados dizem respeito às actividades de projecto.

No que diz respeito às emissões resultantes da queima/combustão é aplicada a ferramenta de cálculo “Tool to determine project emissions from flaring gases containing methane” desenvolvida pela UNFCCC. No caso de modelo desenvolvido o biogás recuperado é valorizado sob a forma de electricidade e calor devido a este facto esta parcela é considerada nula.

As emissões decorrentes da utilização de combustíveis fósseis ou electricidade para a operação das instalações são, tal como a parcela anterior, consideradas nulas uma vez que os sistemas

auxiliares da instalação são consumidores de energia renovável (resultante do próprio processo) ou, no caso de ausência de produção de energia pelo sistema de cogeração, são calculadas através da metodologia AMS-I.D – “Grid connected renewable electricity generation”. A mesma situação se verifica para a parcela respeitante às emissões decorrentes do transporte ($PE_{transp,y}$) uma vez que, no caso do modelo desenvolvido, o resíduo é produzido e tratado localmente. O cálculo das emissões resultantes do armazenamento dos resíduos ($PE_{storage,y}$) é determinado a partir da Eq.36, no entanto esta parcela só deve ser considerada caso se verifiquem as seguintes condições:

- O tempo de armazenamento do resíduo, incluindo o seu transporte, antes da alimentação ao digestor anaeróbio e após a remoção dos pavilhões de confinamento excede 24 horas; e
- O conteúdo em matéria seca do resíduo quando removido dos pavilhões de confinamento é inferior a 20%.

$$PE_{storage,y} = GWP_{CH_4} \cdot D_{CH_4} \cdot \sum_{LT,j} \left[\frac{365}{AI_l} \sum_{d=1}^{AI_l} (N_{LT,y} \cdot VS_{LT,d} \cdot MS\%_l \cdot (1 - e^{-k \cdot (AI_l - d)}) \cdot MCF_l \cdot B_{0_{LT}}) \right] \quad (Eq.36)$$

Os parâmetros da equação anterior representam: o intervalo médio (AI_l , em dias, entre o processo de colecta e entrega para tratamento num determinado equipamento (l), a constante da taxa de degradação ($k=0.069$), o número de dias para os quais é efectuado o cálculo das emissões acumuladas de metano (d) que varia entre 1 e 45 e deve ser executado entre 1 e AI_l . Os restantes parâmetros são equivalentes aos da Eq.32 ressalvando tratar-se do cálculo das emissões da actividade de projecto especificamente para cada equipamento l.

3.4.3. Redução de emissões

A redução de emissões decorrentes da actividade de projecto é calculada tendo por base valores de monitorização reais, quer para a “baseline” quer para o projecto, dado que os sistemas podem apresentar factores de conversão distintos dos referidos em bibliografia. No caso do modelo proposto, e uma vez que se pretende prever o desempenho de uma potencial instalação os valores são calculadas com recurso aos valores bibliográficos. Assim a expressão utilizada para a determinação da redução de emissões vem:

$$ER_y = \min[(BE_y - PE_y), (MD_y - PE_{power,y})] \quad (Eq.37)$$

Na expressão anterior BE_y representa as emissões calculadas para o cenário base (“Baseline”), PE_y representa as emissões calculadas para a actividade de projecto, MD_y a quantidade de metano capturada e destruída ou valorizada na actividade de projecto e PE_{power} representa as

emissões resultantes da utilização de combustíveis fósseis ou electricidade para o funcionamento dos sistemas na actividade de projecto.

No caso da queima / combustão do biogás o parâmetro MD_y é determinado tomando em consideração a quantidade de biogás queimada ($BG_{burnt,y}$), o conteúdo em metano do biogás, em fracção volúmica ($w_{CH_4,y}$) e a eficiência de queima do equipamento (FE), pela expressão:

$$MD_y = BG_{burnt,y} * w_{CH_4,y} * D_{CH_4} * FE * GWP_{CH_4} \quad (Eq.38)$$

3.5. Considerações Finais

No presente capítulo foram desenvolvidas as equações para a definição do modelo físico-matemático considerando cada um dos componentes da instalação (reactor, permutador e unidade de cogeração – CHP). Os coeficientes de convecção necessários à determinação de cada uma das parcelas que afectam a transferência de calor no reactor são determinados por um método iterativo apresentado no Anexo I. Devido à pouca influência que a variação destes coeficientes implica no resultado final do modelo e de modo a simplificar a expressão Eq.24, a implementação e o tempo de cálculo do modelo, consideram-se constantes nas Eq. 14, 16 e 20. As componentes de transferência de calor que mais afectam o desempenho do reactor estão associadas às perdas pela alimentação de substrato ao reactor, às perdas pela zona não enterrada para o ambiente exterior e aos ganhos resultantes da radiação solar incidente na zona não enterrada.

As expressões que permitem calcular a redução de emissões de GEE que resultam da implementação do potencial projecto são também apresentadas no final do presente capítulo. As equações são baseadas na metodologia simplificada desenvolvida pelo UNFCCC para projectos de recuperação de metano a partir de resíduos de animais (AMS-III.D). As alterações consideradas relativamente à metodologia referida resultam da necessidade de prever as implicações da implementação de um determinado projecto de recuperação de metano. Assim os dados utilizados para o cálculo das expressões são bibliográficos e não os resultantes de monitorização do projecto.

As expressões são complexas e apresentam um número elevado de parâmetros que se compatibiliza com a implementação do modelo e sua resolução de forma numérica. O modelo desenvolvido é implementado na ferramenta de cálculo Matlab® e o código desenvolvido é apresentado no Anexo II.

4. Validação do modelo

4.1. Introdução

No capítulo anterior foram apresentadas as equações que regem o modelo físico-matemático do sistema de digestão anaeróbia e do modelo de para o cálculo da redução de emissões.

A validação do modelo energético é um passo essencial para que seja possível verificar a sua adequação à descrição do comportamento do sistema.

Idealmente a etapa da validação pressupõe uma avaliação dos resultados do modelo e a sua comparação com dados experimentais. Neste caso e dada a impossibilidade de comparar os resultados do modelo com dados experimentais, procede-se à sua validação qualitativa comparando com os resultados de Lubken (LUBKEN et al., 2007) e realizando uma análise paramétrica de modo a verificar a resposta do modelo energético.

4.2. Análise qualitativa

A validação do modelo apresentado pressupõe a sua avaliação utilizando dados independentes, isto é, séries experimentais. No entanto não existe para o caso de estudo apresentado a recolha de dados experimentais, até ao momento.

De modo a validar o modelo desenvolvido procedeu-se à sua análise qualitativa comparativamente a outro modelo publicado.

Tal como referido por Silva a validação final só pode ser conseguida a longo prazo, fazendo uso, com espírito crítico, de valores de operação durante largos períodos de tempo (SILVA, 2007).

A validação do modelo foi efectuada por comparação com os estudo e modelo desenvolvidos por Lubken et al. O sistema simulado por Lubken et al. era composto por um reactor anaeróbio à escala piloto, a operar em condições mesofílicas (a 38°C). O substrato utilizado era composto por uma mistura de resíduos de animais e um co-substrato composto por ração para animais (uma mistura de vários cereais). O tempo de retenção hidráulico foi de 20 dias. O sistema incluía ainda um agitador e um sistema de bombagem (LUBKEN et al., 2007).

Lubken et al. refere no seu estudo que a maior parcela de energia é produzida como biogás e de forma diminuta como calor resultante da actividade microbológica. Relativamente às parcelas correspondentes ao consumo de energia as que mais se destacam são as derivadas da bombagem, agitação, e principalmente aquecimento do substrato e perdas por transferência de para o exterior no caso do digestor escala piloto (LUBKEN et al., 2007).

O autor refere ainda que no caso de reactores de digestão de lamas, as perdas pela envolvente são as que mais influenciam o desempenho do sistema, e a parcela de energia produzida mais relevante é a correspondente ao biogás resultante da reacção.

No Gráfico 1, apresenta-se o resultado das contribuições anuais de energia de cada um dos fluxos calculados pelo modelo desenvolvido. Verifica-se que a energia do resultante do biogás produzido é a maior parcela, seguida das perdas pela envolvente, das necessidades de aquecimento do substrato e, dos consumo de energia dos equipamentos auxiliares.

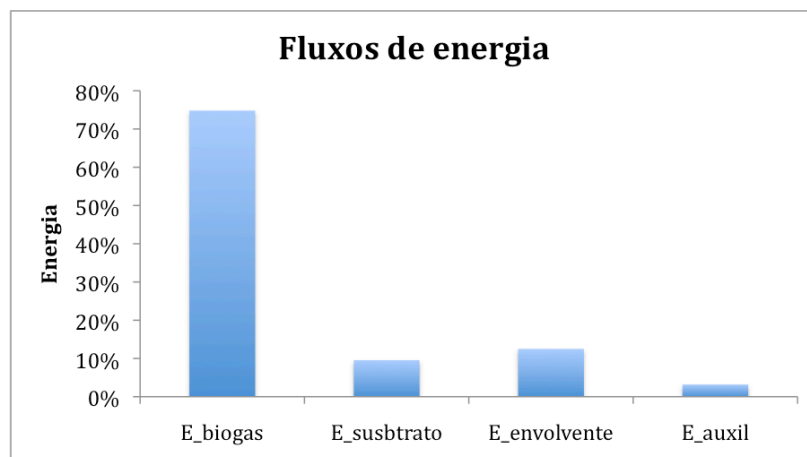


Gráfico 1 - Contribuição das diversas parcelas de transferência de energia do sistema

Os resultados apresentados anteriormente, revelam um desempenho do modelo desenvolvido próximo do descrito pelos resultados de Lubken.

4.3. *Análise dos parâmetros do sistema*

Foi ainda analisada a resposta do modelo à variação de diversos parâmetros de entrada, verificando a sua resposta pela análise da influência no resultado final de desempenho do sistema. Dada a importância da componente da energia do biogás (de que resulta indirectamente a produção de energia eléctrica da cogeração e de energia térmica para o reactor – recirculação) e da componente de perdas de energia pela envolvente e da energia resultante da alimentação do sistema (Gráfico 1 - E_substrato), foram analisados os parâmetros mais relacionados com as três as componentes (coeficientes de convecção, características do permutador de calor e, temperatura de alimentação).

O estudo foi realizado calculando a resposta do modelo a variações, em relação à média, de cada parâmetro (entre -90% e +100%) verificando posteriormente a variação percentual do resultado final da simulação em termos de energia líquida produzida pelo sistema nas condições simuladas.

Pela análise do gráficos seguintes, verifica-se que os parâmetros que mais influenciam o desempenho do sistema são as características do permutador de calor (D_{hx} – diâmetro do permutador de calor e L_{hx} – comprimento do permutador de calor). Com uma redução maior ou igual a 50% em qualquer um destes parâmetros a produção de energia líquida é largamente afectada reduzindo-se abruptamente.

Considerando que as perdas térmicas do reactor são repostas pelo sistema de recirculação é de esperar que a eficiência do permutador (afectada por ambos os parâmetros) apresente uma enorme influência no desempenho do sistema, tal como verificado no gráfico seguinte.

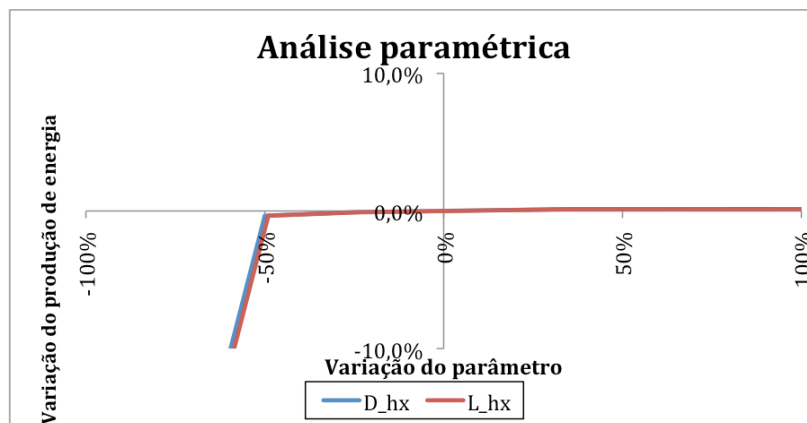


Gráfico 2 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função dos parâmetros do permutador (diâmetro, D_{hx} , e comprimento, L_{hx}).

Relativamente aos parâmetros que influenciam as perdas pela envolvente, salienta-se a influência dos coeficientes de convecção do gás e do ar (h_i e h_e respectivamente) e do coeficiente de condutividade térmica da parede do reactor. Em qualquer um destes casos uma diminuição do parâmetro acarreta um aumento do resultado da energia líquida do sistema ainda que de forma muito menos acentuada que no caso dos parâmetros que caracterizam o permutador.

Relativamente à influência de cada um dos parâmetros, apresentados no Gráfico 3, o que se verifica é que os coeficientes de influenciam inversamente as resistências térmicas e consequentemente influenciam directamente os coeficientes globais de transferência de calor (U). Esta situação aliada ao facto de as parcelas de transferência de calor pela envolvente do reactor serem maioritariamente perdas do sistema implica que uma diminuição dos coeficientes de convecção (e logo dos coeficientes globais de calor) provoque uma diminuição das perdas e em sequência uma melhoria do desempenho do sistema na produção líquida de energia.

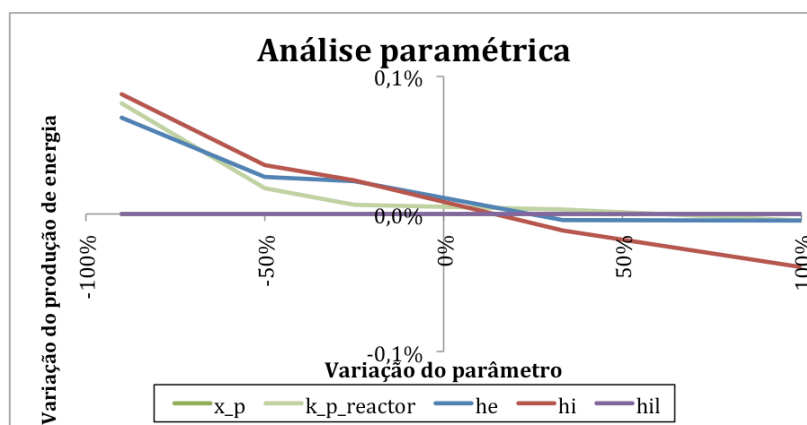


Gráfico 3 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função dos coeficientes de convecção (h_e , h_i , h_{il}) e das características do reactor (espessura da parede, x_p , e coeficiente de condutividade térmica da parede do reactor, $k_{p_reactor}$).

Os parâmetros relativos às características da parede do reactor indicam também uma relação de proporcionalidade inversa como seria de esperar.

A variação da temperatura de alimentação apresenta uma relação de proporcionalidade directa com o resultado líquido da produção de energia do sistema dado que a produção de biogás é dependente da temperatura do substrato. Esta relação está expressa no gráfico 4.

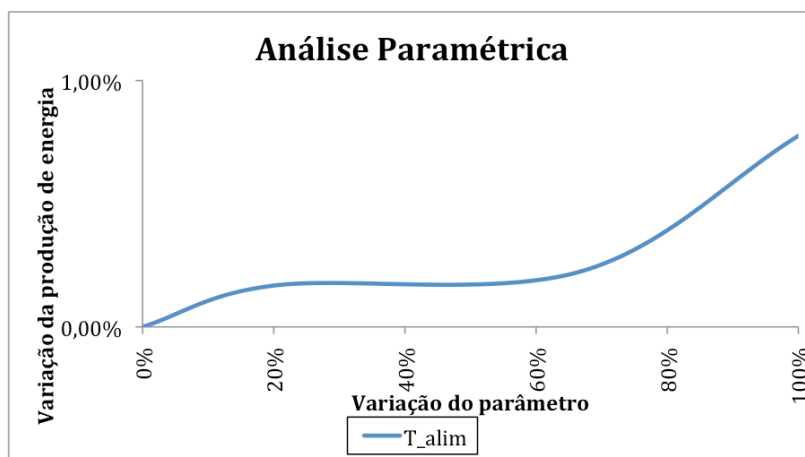


Gráfico 4 - Variação do resultado final da produção líquida de energia em função da temperatura de entrada do resíduo no reactor (T_{alim}).

4.4. Considerações finais

No presente capítulo foram comparados os resultados globais do modelo energético desenvolvido com os resultados do modelo publicado por Lubken, verificando-se qualitativamente o desempenho coerente de ambos os modelos. Ainda no sentido da verificação e validação da coerência do modelo energético desenvolvido foram analisados os parâmetros mais relevantes do ponto de vista da sua influência nas parcelas que contribuem para a transferência de energia do sistema. A análise paramétrica revelou a elevada influência no resultado final dos parâmetros referentes às características do permutador de calor e uma menor influência da temperatura de alimentação de substrato ao reactor, das características da parede do reactor e dos coeficientes de convecção.

5. Caso de Estudo

5.1. *Introdução*

Após a análise qualitativa do desempenho do modelo desenvolvido, realizada no capítulo anterior, proceder-se-á à sua aplicação a um caso de estudo de modo a obter informação relativa ao previsível desempenho da instalação.

A aplicação do modelo permitirá a determinação da produção líquida de energia eléctrica da instalação e da redução de emissões de gases de efeito de estufa. Posteriormente será efectuada a análise económica (baseada numa metodologia desenvolvida pela EPA) de modo a que seja possível avaliar o projecto e o seu desempenho em todas as suas vertentes de forma integrada.

5.2. *Descrição da instalação*

A instalação em estudo é composta por diversos pavilhões de criação confinada de animais, Os dejectos dos animais são recolhidos em bacias de retenção, em cada um dos pavilhões, e posteriormente encaminhados para um tanque de homogeneização.



Figura 10 - Pavilhões de criação confinada de animais (esq:interior, dir:exterior)

Após o período de homogeneização, os resíduos são bombeados para um separador de sólidos, que permite a remoção de sólidos grosseiros e material não digerível.

O resíduo resultante deste processo é enviado para o reactor para o processo de digestão anaeróbia.

A população de unidade de produção animal apresenta um efectivo de aproximadamente 41600 animais (40000 patos e 1600 suínos). Os ciclos de produção dos patos são de 42 dias, seguidos 21 dias de repouso. No caso dos suínos os ciclos de produção são de 131 dias, seguidos de 21 dias de repouso.

A caracterização do resíduo é obtida por intermédio de valores médios teóricos para cada um dos resíduos resultantes da operação da unidade de criação confinada de animais.



Figura 11 - Tanque de agitação (esq.) e sistema de separação de sólidos (dir.)

Na tabela seguinte apresentam-se os dados característicos de operação da unidade.

		Quantidade	unidades	Fonte
Aves	Matéria seca (MS)	3-10	%	(DIETER DEUBLEIN, 2008)
	Sólidos voláteis (SV em MS)	77-85	%	
	B ₀	0,3-0,8	m ³ CH ₄ /kg SV	
	Caudal por animal	0,0045	m ³ /dia	
Suínos	Matéria seca (MS)	20-34	%	
	Sólidos voláteis (SV em MS)	67-77	%	
	B ₀	0,3-0,8	m ³ CH ₄ /kg SV	
	Caudal por animal	0,0002	m ³ /dia	
Tanque	Volume	100	m ³	Local
Agitador	Operação	4	h/dia	
Compressor	Operação	Sempre que necessário		
Bomba rec.	Operação	Sempre que necessário		
Bomba mot.	Operação	Sempre que necessário		
Bomba alim.	Operação	1	h/dia	

Tabela 1 - Dados de entrada para o modelo desenvolvido.

O digestor anaeróbio presente na instalação é um reactor cilíndrico horizontal com 25 m de comprimento e 6 m de diâmetro, construído em geomembrana estruturada de PVC com 1 mm de espessura. O reactor está instalado parcialmente enterrado a uma profundidade de 4 m. A altura da lâmina de líquido no seu interior é de 4 m.



Figura 12 - Reactor anaeróbio (esq.) e unidades de cogeração (dir.).

No que diz respeito ao sistema de produção de valorização do biogás, existem 2 unidades de cogeração de 83 kW eléctricos cada que funcionam alternadamente em ciclos de 12 horas.

5.3. Resultados

Foram realizadas simulações anuais considerando o cálculo horário dos parâmetros do modelos energético e do modelo de emissões.

Realizou-se a análise de duas situações distintas, o arranque do sistema durante o período de inverno (AI) e durante o período de verão (AV).

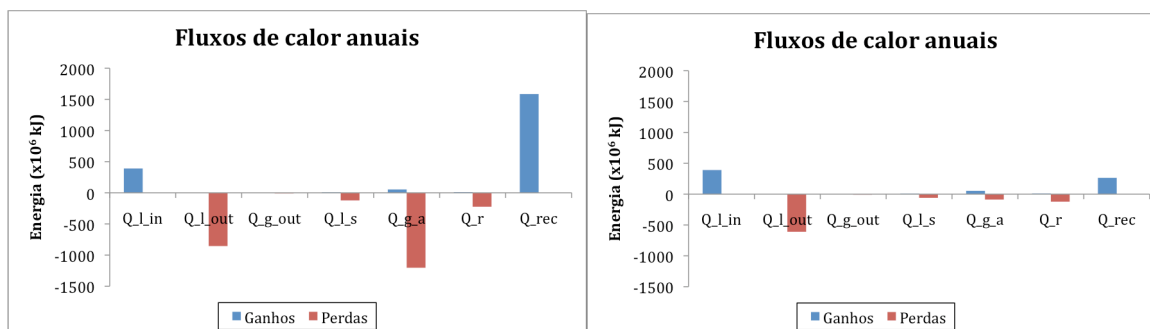


Gráfico 5 - Fluxos de calor anuais (esq:AV, dir:AI).

Os fluxos de calor anuais mais significativos em AV são os derivados das perdas por saída do efluente (Q_{l_out}), perdas pela envolvente não enterrada (Q_{g_a}) e os ganhos pela alimentação de substrato (Q_{l_in}) e principalmente por recirculação (Q_{rec}).

No caso da situação AI, as parcelas em destaque relativamente à transferência de calor são as perdas por saída do efluente (Q_{l_out}), e os ganhos por entrada de substrato (Q_{l_in}) e por recirculação (Q_{rec}).

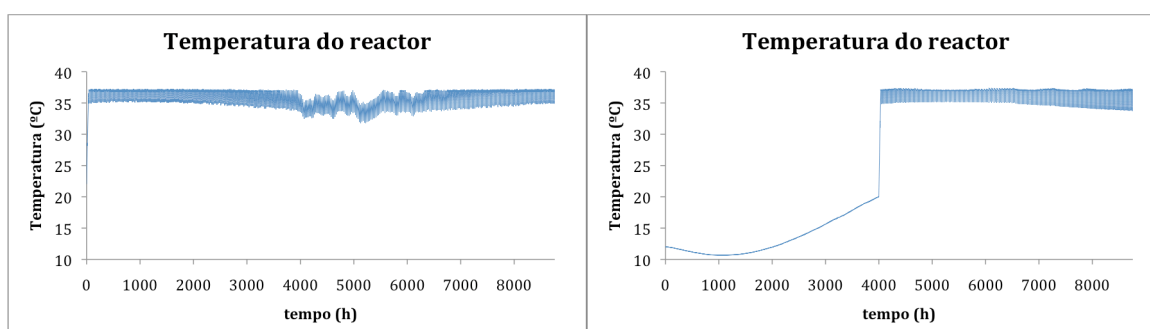


Gráfico 6 - Variação horária da temperatura do reactor (esq: AV, dir:AI).

Relativamente à temperatura do reactor verifica-se uma diferença substancial nas duas situações. No caso de AV a temperatura do reactor varia num intervalo de 5°C, exceptuando nas primeiras horas do ano em que sofre um aumento considerável até à temperatura de operação do reactor ($T_{op}=37^{\circ}\text{C}$). A temperatura do reactor na situação de AI apresenta-se abaixo dos 20°C até aproximadamente as 4000 horas após o que aumenta abruptamente até à temperatura de operação.

Estas diferenças quer na temperatura do reactor quer nos fluxos de calor anuais refletem o facto de no caso AI o reactor só começar a produzir biogás após as 4000 horas, e consequentemente só a partir deste momento produz energia eléctrica e a correspondente energia térmica resultante do grupo de cogeração que permite aquecer o reactor por recirculação. Na situação de AV dado que a temperatura inicial do reactor é superior a 20°C, valor limite inferior para a produção de biogás pelo modelo cinético utilizado, o sistema aquece rapidamente até à temperatura de operação pretendida.

As perdas de calor Q_{l_out} e Q_{g_a} são superiores no caso AV dada a temperatura mais elevada que no caso AI. Os ganhos por recirculação são mais elevados nos caso AV visto que a produção de gás verifica-se, previsivelmente, durante todo o ano ao contrário da situação AI.

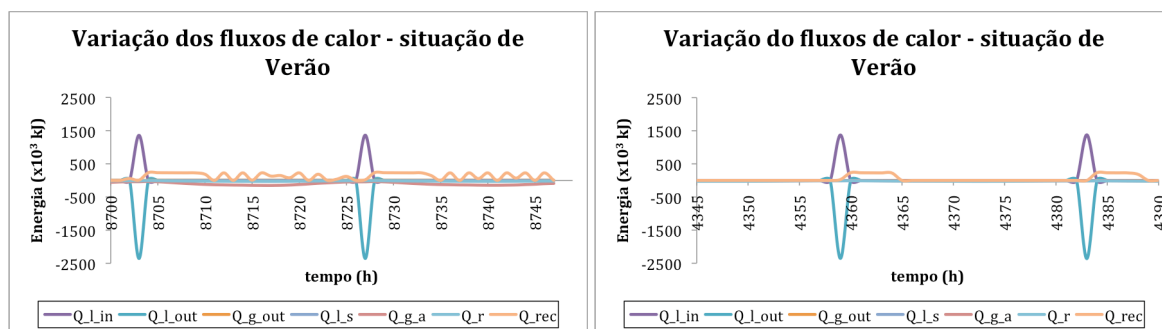


Gráfico 7 - Variação dos fluxos de calor num período de verão de 48h (esq: AV, dir: AI).

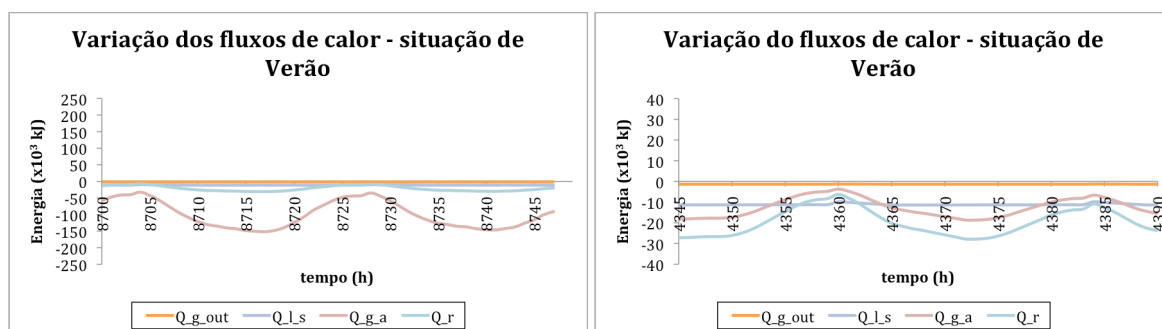


Gráfico 8 - Variação dos fluxos de calor num período de verão de 48h (esq: AV, dir: AI) - envolvente.

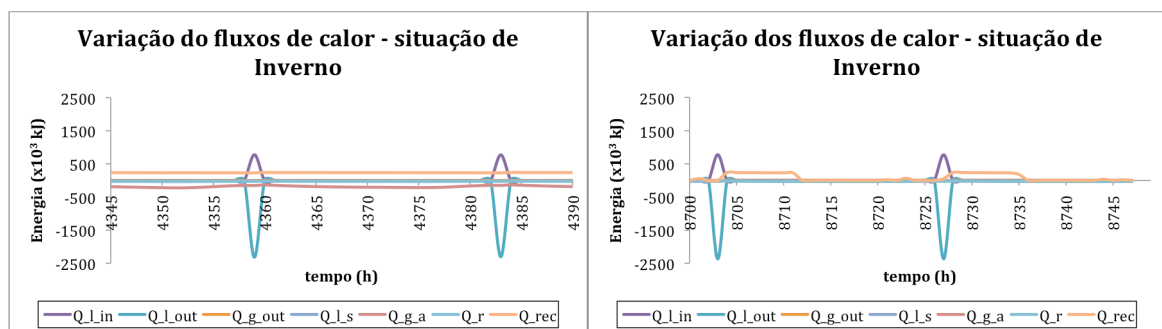


Gráfico 9 - Variação dos fluxos de calor num período de inverno de 48h (esq: AV, dir: AI).

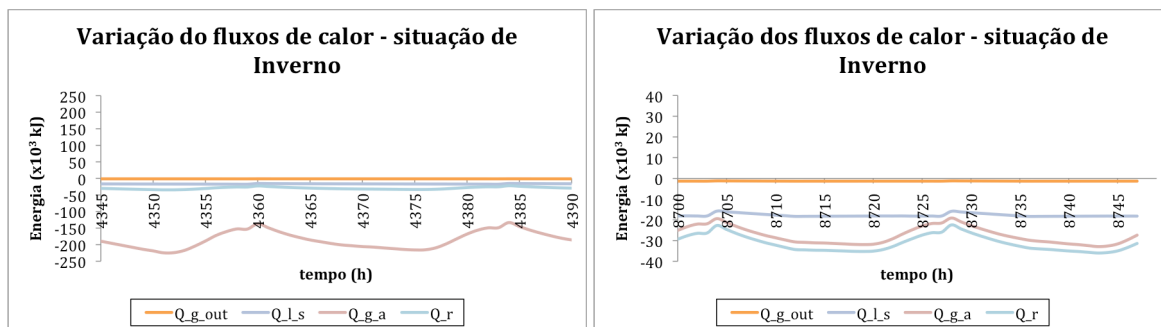


Gráfico 10 - Variação dos fluxos de calor num período de inverno de 48h (esq: AV, dir: AI) - envolvente.

Nos gráficos apresentados anteriormente verifica-se de forma mais específica a contribuição de cada um dos fluxos de transferência de energia. Salienta-se ainda a maior frequência do termo referente à recirculação (Q_{rec}) na situação AV quer na situação de Verão quer de Inverno. Esta situação decorre da existência de maiores perdas pela envolvente no caso AV (como se verifica nos gráficos 5 e 7).

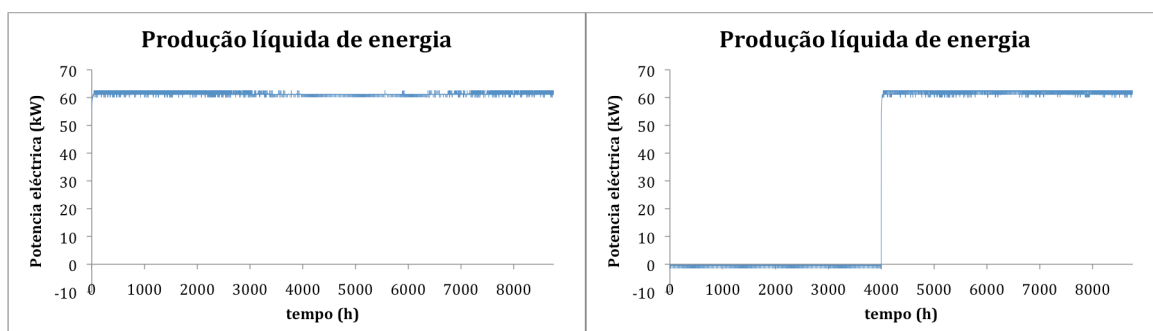


Gráfico 11 - Produção líquida de energia no período de um ano (esq: AV, dir: AI).

A produção líquida de energia em ambas as situações é dada pelo integral da curva apresentada ao longo do tempo.

Os valores globais para a produção líquida de energia (E_{e_net}) e eficiência média da cogeração (Eff_{chp}) para cada caso são apresentados na tabela seguinte:

	E_{th}	E_{e_net}	Eff_{chp}	ER_y
unidades	kWh	kWh	%	tCO2e
AV	756936	537003	62	17888
AI	412419	294687	45	17015

Tabela 2 - valores globais de energia eléctrica líquida (E_{e_net}), energia térmica disponível (E_{th}), eficiência média da cogeração (Eff_{chp}) e redução de GEE (ER_y) para o período de um ano para a situação de AV e AI.

De modo a avaliar a componente económica foi adaptada a folha de cálculo do modelo da “EPA – Food waste biogas economic model” para o cenário da instalação do caso de estudo. Foram considerados os equipamentos principais a serem instalados para a implantação de uma unidade de digestão anaeróbia e consideradas estimativas dos custos de cada um destes equipamentos descritos na tabela seguinte:

Major costs for digestion	Cost per unit (€/unit)	Units Needed	Replacements over 30 years	Total cost (€)
PC computer	2.000,00 €	1	NA	2.000,00 €
Heat Exchanger	15.000,00 €	1	NA	15.000,00€
Pumps	30.000,00 €	1	NA	30.000,00€
Mixers	20.000,00 €	1	NA	20.000,00€
H2S Scrubber Tank	5.000,00 €	1	NA	5.000,00 €
H2S scrubber media (Sulfa Treat)	5.760,00 €	1	NA	5.760,00 €
Solids drying area (€/m2) concrete slab	30,00 €	700	NA	21.000,00€
Monitoring equipment (SCADA)	30.000,00 €	1	NA	30.000,00€
Permitting	25.000,00 €	1	NA	25.000,00€
Land Preparation	30.000,00 €	1	NA	30.000,00€
CHP	70.000,00 €	1	NA	70.000,00€

Digester vessel (€/m3)	150,00 €	700,00	NA	105.000,00€
			TOTAL	358.760,00€

Tabela 3 - Estimativa de custo de implantação de uma central de digestão anaeróbia (adaptado: “EPA – Food waste biogas economic model”).

Considerando a tarifa média de venda de electricidade à rede de 0,10€/kWh pode calcular-se o tempo de retorno do investimento (TRI):

$$TRI = \frac{TOTAL}{E_{e_net} \cdot \text{€/kWh}} = \frac{358760}{537003 \cdot 0,10} = 6,7 \text{ anos}$$

5.4. Considerações finais

No presente capítulo foi aplicado o modelo desenvolvido a um caso de estudo real. Foram avaliadas duas situações distintas, o arranque do sistema de digestão anaeróbia em época de verão e em época de inverno.

Verificou-se uma diferença considerável entre as duas situações, sendo que no caso do arranque em época de verão o desempenho do sistema é altamente beneficiado. Tomando esta situação como ideal, realizou-se posteriormente uma avaliação económica deste cenário verificando a viabilidade da instalação para tempos de retorno entre 6 a 7 anos.

6. Conclusões

O desenvolvimento de ferramentas de simulação para sistemas energéticos apresenta uma importância vital para que exista a possibilidade de pré-avaliar o desempenho de instalações em fase de projecto e de otimizar instalações já em funcionamento.

O modelo desenvolvido permite o cálculo da energia líquida produzida por um sistema integrado de produção e valorização de biogás de digestão anaeróbia.

O desempenho do sistema está intimamente ligado à capacidade de aproveitar o calor residual do sistema de cogeração.

A análise do caso de estudo pela simulação através do modelo desenvolvido neste trabalho permite pela utilização do modelo no caso real, que:

- a produção líquida de energia do sistema de digestão anaeróbia é positiva;
- a redução de emissões de gases de efeito de estufa (GEE) obtida com um projecto da dimensão considerada enquadra-se na gama dos projectos da UNFCCC de pequena escala, apresentando um valor inferior a 60 ktCO₂e;
- o projectos de digestão anaeróbia “on-farm”, alvo de estudo, apresenta um tempo de retorno do investimento de aproximadamente 6 anos, que se ajusta à realidade do negócio da agro-pecuária.

A versatilidade e robustez do modelo desenvolvido deverá ser testada pela sua utilização em outros estudos de caso e pela comparação com series de dados experimentais para que possa ser realizada uma validação quantitativa do desempenho do modelo.

7. Referências

- ABBASI, TASNEEM; ABBASI, S. A. - Biomass energy and the environmental impacts associated with its production and utilization. Renewable and Sustainable Energy Reviews. ISSN 1364-0321. Vol. 14, n.º 3 (2010), p. 919-937.
- AL-AJMI, F.; LOVEDAY, D. L.; HANBY, V. I. - The cooling potential of earth-air heat exchangers for domestic buildings in a desert climate. Building and Environment. ISSN 0360-1323. Vol. 41, n.º 3 (2006), p. 235-244.
- APPELS, LISE [et al.] - Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. Progress in Energy and Combustion Science. ISSN 0360-1285. Vol. 34, n.º 6 (2008), p. 755-781.
- AXAOPOULOS, PETROS; PANAGAKIS, PANOS - Energy and economic analysis of biogas heated livestock buildings. Biomass and Bioenergy. ISSN 0961-9534. Vol. 24, n.º 3 (2003), p. 239-248.
- BERGLUND, MARIA; BJÖRNSSON, PÅL - Assessment of energy performance in the life-cycle of biogas production. Biomass and Bioenergy. ISSN 0961-9534. Vol. 30, n.º 3 (2006), p. 254-266.
- BOHN, IRENE; BJÖRNSSON, LOVISA; MATTIASSON, BO - The energy balance in farm scale anaerobic digestion of crop residues at 11-37°C. Process Biochemistry. ISSN 1359-5113. Vol. 42, n.º 1 (2007), p. 57-64.
- ÇENGEL, Y.A., BOLES, M.A.- Thermodynamics - An Engineering Approach: Mechanical Engineering. McGraw-Hill, 2006.
- DIETER DEUBLEIN, ANGELIKA STEINHAUSER - Biogas from Waste and Renewable Resources - An introduction. 2008.
- FENHANN, J; HINOSTROZA, M - CDM - Information and Guidebook. UNEP, 2011.
- FERREIRA, V. G. [et al.] - Portuguese National Inventory Report on Greenhouse Gases, 1990-2006. Agência Portuguesa do Ambiente, 2008.
- HOH, C. Y.; CORDRUWISCH, R. - A practical kinetic model that considers endproduct inhibition in anaerobic digestion processes by including the equilibrium constant. Biotechnology and Bioengineering. ISSN 0006-3592. Vol. 51, n.º 5 (1996), p. 597-604.
- HOLM-NIELSEN, J. B.; AL SEADI, T.; OLESKOWICZ-POPIEL, P. - The future of anaerobic digestion and biogas utilization. Bioresource Technology. ISSN 0960-8524. Vol. 100, n.º 22 (2009), p. 5478-5484.
- INCROPERA, F.P., DEWITT, D.P. - Fundamentals of heat and mass transfer. 6th. John Wiley and Sons, 2008.
- LINDORFER, H.; BRAUN, R.; KIRCHMAYR, R. - Self-heating of anaerobic digesters using energy crops. Water Science and Technology. ISSN 0273-1223. Vol. 53, n.º 8 (2006), p. 159-166.
- LUBKEN, MANFRED [et al.] - Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops. Water Research. ISSN 0043-1354. Vol. 41, n.º 18 (2007), p. 4085-4096.
- MARTÍNEZ, I. - Termodinámica básica y aplicada, Dossat, 1992.

MONTEIRO, M. - Ferramenta de análise de pré-viabilidade de permutadores de calor ar-solo. Universidade de Aveiro, 2008. 106 f.

OH, SUNG T.; MARTIN, ALASTAIR D. - Thermodynamic equilibrium model in anaerobic digestion process. Biochemical Engineering Journal. ISSN 1369-703X. Vol. 34, n.º 3 (2007), p. 256-266.

PEHNT, MARTIN - Dynamic life cycle assessment (LCA) of renewable energy technologies. Renewable Energy. ISSN 0960-1481. Vol. 31, n.º 1 (2006), p. 55-71.

POPPE, M. K. ; PERICO, A. C. S. ; LEEUWESTEIN, J. M. - Manual de Capacitação sobre Mudança do Clima e Projetos de Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL). Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2008.

SARAVANAN, P.; PAKSHIRAJAN, K.; SAHA, P. - Review of anaerobic digestion kinetic models. Journal of Hazardous Materials. Vol. 162 (2009), p. 476-481.

SHRESTHA, R. M. [et al.] - Baseline Methodologies for CDM Projects UNEP, 2005.

SILVA, FLÁVIO - Modelização dinâmica do processo de digestão anaeróbia utilizando o modelo ADM1. 2007.

SRINIVASAN, SUNDERASAN - Positive externalities of domestic biogas initiatives: Implications for financing. Renewable and Sustainable Energy Reviews. ISSN 1364-0321. Vol. 12, n.º 5 (2008), p. 1476-1484.

TRICASE, C.; LOMBARDI, M. - State of the art and prospects of Italian biogas production from animal sewage: Technical-economic considerations. Renewable Energy. ISSN 0960-1481. Vol. 34, n.º 3 (2009), p. 477-485.

UNFCCC - CDM methodology booklet. UNFCCC, 2010.

UNFCCC- Methane recovery in animal manure management systems. UNFCCC, 2011.

WEILAND, P. - Biogas production: current state and perspectives. Applied Microbiology and Biotechnology. ISSN 0175-7598. Vol. 85, n.º 4 (2010), p. 849-860.

YIRIDOE, EMMANUEL K.; GORDON, ROBERT; BROWN, BETTINA B. - Nonmarket cobenefits and economic feasibility of on-farm biogas energy production. Energy Policy. ISSN 0301-4215. Vol. 37, n.º 3 (2009), p. 1170-1179.

8. Anexos

Anexo I

Determinação dos coeficientes de convecção

Os coeficientes de convecção, h , considerados são coeficientes médios. O cálculo dos coeficientes é realizado por um método iterativo. Considera-se, para efeitos de cálculo, as propriedades dos fluidos (viscosidade, densidade, à temperatura média entre o interior (líquido ou gás) e o exterior do reator (ar ou solo).

$$T_m = \frac{T_i + T_e}{2}$$

De seguida é determinado o número de Grashof (Gr) e obtido das tabelas (Incropera) o número de Prandtl (Pr), de modo a proceder ao cálculo do número de Rayleigh (Ra) (para o caso da convecção natural). No caso da convecção forçada é calculado o número de Reynolds (Re).

$$Gr_D = \frac{g\beta(T_i - T_p)D^3}{\nu^2}$$

$$Ra_D = Gr_D Pr$$

$$Re_D = \frac{VD}{\nu}$$

São posteriormente determinados os números de Nusselt para um cilindro horizontal. No caso da convecção natural interna, foi utilizada expressão empírica seguinte (MARTÍNEZ, 1992). A expressão original foi desenvolvida para aplicação em convecção natural interna em espaços rectangulares, no entanto dada a dificuldade em encontrar bibliografia com a expressão empírica a aplicar no caso do cilindro horizontal, considera-se uma alteração à expressão original substituindo a distância, L , entre as paredes pelo diâmetro, D , do cilindro e consequentemente assumindo como dimensão característica para o cálculo do número de Rayleigh (Ra) o diâmetro do cilindro, deste modo:

$$\overline{Nu}_D = 1 + 1.44 \left[1 - \frac{1708}{Ra_D} \right]^+ + \left[\frac{Ra_D^{1/3}}{18} - 1 \right]^+$$

No caso do escoamento externo cruzado com convecção forçada a expressão de Churchill-Bernstein (1977) utilizada para cálculo do número de Nusselt apresenta-se abaixo:

$$\overline{Nu}_D = 0.3 + \frac{0.62 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + (0.4 / Pr)^{2/3} \right]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5}$$

No caso do escoamento externo com convecção natural a expressão a utilizar para o cálculo do número de Nusselt médio é:

$$\overline{Nu}_D = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 Ra_y^{1/6}}{\left[1 + (0.559 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2$$

No caso do escoamento externo, existe a possibilidade de se verificarem quer fenómenos de

convecção forçada quer de convecção natural. As expressões abaixo permitir definir qual o fenómeno verificado de modo a utilizar a expressão aplicável ao caso, para o cálculo do número de Nusselt.

$$\text{Convecção forçada} \left(\frac{Gr_D}{Re_D^2} \right) \ll 1$$

$$\text{Convecção mista} \left(\frac{Gr_D}{Re_D^2} \right) = 1$$

$$\text{Convecção natural} \left(\frac{Gr_D}{Re_D^2} \right) \gg 1$$

De seguida são calculados os valores dos coeficientes de convecção interno (h_i) e de convecção externo (h_e) pelas seguintes expressões.

$$h_i = \frac{k}{D} \cdot Nu_{D,i}$$

$$h_e = \frac{k}{D} \cdot Nu_{D,e}$$

A resistência à transferência de calor é dada pela expressão:

$$R_{ga} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_d \ln(r_p / r_d)}{k_p} + \frac{r_d}{r_p h_e}$$

ou no caso da transferência de calor para o solo pela expressão:

$$R_{ls} = \frac{1}{h_i} + \frac{r_d \ln(r_s / r_d)}{k_s}$$

De modo a calcular a temperatura da parede T_p , considerando o fluxo de calor constante vem:

$$q = h_i(T_i - T_p), \quad q = h_e(T_p - T_e), \quad q = \frac{1}{R}(T_i - T_e)$$

$$h_i(T_i - T_p) = \frac{1}{R}(T_i - T_e)$$

$$h_e(T_p - T_e) = \frac{1}{R}(T_i - T_e)$$

$$T_p = T_i - \frac{(T_i - T_e)}{Rh_i} \quad T_p = \frac{(T_i - T_e)}{Rh_e} + T_e$$

O valor obtido para a temperatura da parede, T_p , é utilizado no cálculo inicial e o calculo é iterado de modo a fazer convergir os valores dos coeficientes de convecção h_i e h_e .

Anexo II

Código MATLAB

%Instruções gerais para o calculo

clc

clear all

%inicio do timer

tic

Data_out=zeros(8761,29);

Data_out2=zeros(12,29);

Data_out3=zeros(96,29);

Data_out4=zeros(2,9);

data=input('introduzir dados no ecrã? (1-sim, 2-não)')

n_horas=input('nº de horas de cálculo=')

%Chama M-file para introdução dos dados de entrada

Dados_entrada

%Chama M-file para a escrita do hOrario de alimentaÇão do reactor

alim

%Chama M-file para cálculo das áreas e Volumes do reactor

Vol_Area

%Chama M-File para cálculo das curvas de potências da chp

Curva_chp

%Chama M-file para cálculo das características do permutador e caudal do

%motor

Caudal_motor

%Chama M-file para cálculo de Td

CalcTd2

%Chama M-file para os escrever dados mensais

Data_mes

%Chama M-file para os escrever dados mensais

Data_48h

%Chama M-file para os escrever dados das mÉdias, máximos, mìnimo e

%somatÓrios de cada resultado

Data_med

%Chama M-file para carregar os dados do modelo de emissões

Dados_AMS

%Chama M-file para calcular o resultado do modelo de emissões

emissoes

%Chama M-files para escrever os dados das emissões

Data_emissoes

```
%fim do timer  
toc
```

```
%Dados de entrada
```

```
%clc  
%clear all
```

```
if data(1,1)==1
```

```
    local=input('local(nome.txt)=') %ficheiro de dados climáticos e respectiva extensão *.txt
```

```
    local=load (local)
```

```
    k_solo=input('k_solo=') %condutividade térmica do solo (W m-1 K-1)
```

```
    k_ar=input('k_ar=') %condutividade térmica do ar (W m-1 K-1)
```

```
    k_agua=input('k_agua=') %condutividade térmica da água (W m-1 K-1)
```

```
% Dados motor
```

```
T_motor=input('T_motor=') %Temperatura de saída da água do motor (°C)
```

```
D_hx=input('D_hx=') %Di,metro da tubagem do permutador (m)
```

```
k_hx=input('k_hx=') %condutividade térmica da parede do permutador (W m-1 K-1)
```

```
x_hx=input('x_hx=') %espessura da parede da tubagem do permutador (m)
```

```
chp_th_50=input('Eficiência térmica CHP a 50% da carga (%)?'); %Eficiência térmica CHP a  
50% da carga (%)
```

```
chp_th_75=input('Eficiência térmica CHP a 75% da carga (%)?'); %Eficiência térmica CHP a  
75% da carga (%)
```

```
chp_th_100=input('Eficiência térmica CHP a 100% da carga (%)?'); %Eficiência térmica CHP a  
100% da carga (%)
```

```
chp_e_50=input('Eficiência elétrica CHP a 50% da carga (%)?'); %Eficiência elétrica CHP a  
50% da carga (%)
```

```
chp_e_75=input('Eficiência elétrica CHP a 75% da carga (%)?'); %Eficiência elétrica CHP a  
75% da carga (%)
```

```
chp_e_100=input('Eficiência elétrica CHP a 100% da carga (%)?'); %Eficiência elétrica CHP  
a 100% da carga (%)
```

```
%Dados do reactor
```

```
L_reactor=input('L_reactor=') %comprimento do reactor (m)
```

```
D_reactor=input('D_reactor=') %di,metro do reactor (m)
```

```
R_reactor=D_reactor/2 %raio do reactor (m)
```

```
H_solo=input('H_solo=') %altura enterrada do reactor (m)
```

```
H_liquido=input('H_liquido=') %altura de líquido no interior do reactor (m)
```

```
T_op=input('Temperatura de operação do reactor=')
```

```
x_p=input('x_p=') %espessura da parede do reactor (m)
```

```
k_p=input('k_p=') %condutividade térmica da parede do reactor (W m-1 K-1)
```

```
abs_p=input('abs_p=') %absortividade da parede do reactor
```

```
emiss_p=input('emiss_p=') %emissividade da parede do reactor
```

```
%Dados dos Auxiliares
```

```
P_out_comp=input('Pressão relativa saída compressor (mbar)?')
```

```
H_man=input('Altura manométrica da bomba (m) ?')
```

```
eff_bomba=input('Eficiência da bomba (%)?')
```

```

S_agit=input('Potência específica do agitador (kW/m3)?')
T_agit=input('Tempo de agitação (min/h)?')

%Dados do resíduo
n_animais=input('nº de animais=')
V_residuo_animal=input('Volume de resíduo por animal=')
MS_residuo=input('percentagem de matéria seca=')
MO_MS=input('percentagem de sólidos voláteis na matéria seca=')
ro_residuo=input('densidade do resíduo (kg/m3)=')

kg_alim=n_animais*V_residuo_animal*ro_residuo;

V_alim=n_animais*V_residuo_animal; %volume de alimentação diária de resíduo (m3/dia)

hora_aliment=input('horário de alimentação (hora do dia 0-24h)=')

SV_alim=V_residuo_animal*ro_residuo*MS_residuo/100*MO_MS/100/V_residuo_animal;

B0=input('B0 - Potencial máximo de metano do resíduo (L CH4/kg SV)=')

%Propriedades do gás
CH4=input('% CH4 no biogás=')

else if data==2

local='Coimbra.txt' %ficheiro de dados climáticos e respectiva extensão *.txt

local=load (local)

local1=local(4345:8760,5:18);
local2=local(1:4344,5:18);
local(1:4416,5:18)=local1(1:4416,1:14);
local(4417:8760,5:18)=local2(1:4344,1:14);

k_solo=1.298; %condutividade térmica do solo (W m-1 K-1)
k_ar=0.025; %condutividade térmica do ar (W m-1 K-1)
k_agua=0.58; %condutividade térmica da água (W m-1 K-1)

% Dados motor
T_motor=90; %Temperatura de saída da água do motor (°C)
D_i_hx=0.063; %Di,metro da tubagem interior do permutador (m)
D_o_hx=0.09; %Di,metro da tubagem interior do permutador (m)
k_hx=16.5; %condutividade térmica da parede do permutador (W m-1 K-1)
x_hx=0.001; %espessura da parede da tubagem do permutador (m) - Brugg Niroflex
C_rec=20; %caudal de recirculação de lamas (m3/h)
L_hx=24; % comprimento total do permutador (m)

chp_e_50=35.6; %Eficiência térmica CHP a 50% da carga (%)
chp_e_75=35.8; %Eficiência térmica CHP a 75% da carga (%)
chp_e_100=37; %Eficiência térmica CHP a 100% da carga (%)
chp_th_50=40.4; %Eficiência elétrica CHP a 50% da carga (%)
chp_th_75=42.9; %Eficiência elétrica CHP a 75% da carga (%)
chp_th_100=42.9; %Eficiência elétrica CHP a 100% da carga (%)

%Dados do reactor
L_reactor=25; %comprimento do reactor (m)

```

D_reactor=6; %di,metro do reactor (m)
R_reactor=D_reactor/2; %raio do reactor (m)
H_solo=4; %altura enterrada do reactor (m)
H_liquido=4; %altura de líquido no interior do reactor (m)
T_op=37; %Temperatura de operação do reactor (°C)

x_p=0.001; %espessura da parede do reactor (m)
k_p=0.19; %condutividade térmica da parede do reactor (W m⁻¹ K⁻¹) Parede PVC
emiss_p=0.91; %emissividade da parede do reactor

%Dados dos Auxiliares
P_out_comp=150; %Pressão relativa saída compressor (mbar)
H_man=20; %Altura manométrica da bomba (m)
eff_bomba=80; %Eficiência da bomba (%)
S_agit=0.005; %Potência específica do agitador (kW/m³)
T_agit=20; %Tempo de agitação (min/h)
V_tanque_agit=100;%Volume do tanque de agitação (m³)

%Dados do resíduo
%Referência: Biogas From waste and renewable resources p.62
%Liquid Manure Pigs
%Volume resíduo (m³/dia)= 0.0045
%Matéria seca - MS(%) = 3 a 10
%Matéria Orgânica (MO) na MS (%) = 77 a 85
%Biogas Yield (m³/kg MO)= 0.3 a 0.8 (L/gSV)

%suínos
n_animais_1=1600;
V_residuo_animal_1=0.0045;
MS_residuo_1=6.5;
MO_MS_1=81;

%patos
n_animais_2=40000;
V_residuo_animal_2=0.0002;
MS_residuo_2=27; %20 a 34%
MO_MS_2=72; %67 a 77

ro_residuo=1000;

kg_alim=n_animais_1*V_residuo_animal_1*ro_residuo+n_animais_2*V_residuo_animal_2*ro_residuo;

V_alim=n_animais_1*V_residuo_animal_1+n_animais_2*V_residuo_animal_2; %volume de alimentação diária de resíduo (m³/dia)

%concentração de sólidos voláteis na alimentação (g SV/L)

SV_alim=(V_residuo_animal_1*ro_residuo*MS_residuo_1/100*MO_MS_1/100+V_residuo_animal_2*ro_residuo*MS_residuo_2/100*MO_MS_2/100)/(V_residuo_animal_1+V_residuo_animal_2);

hora_aliment=15;

%potencial máximo de metano do resíduo (L CH₄/ g SV)
B0_1=(0.3+0.8)/2;
B0_2=(0.3+0.8)/2;

```

B0=(B0_1+B0_2)/2;

%Propriedades do gás
CH4=65;      % percentagem de CH4 no biogas
end
end

%Escrita do ficheiro de alimentação de substrato
%por hora a quantidade de m3 que entra no reactor

aa=1:8760;

bb=hora_aliment(1,1):24:8760;

alim_s=zeros(aa,2);

alim_s(aa,1)=aa;

alim_s(bb,2)=V_alim;


% Cálculo do consumo de electricidade dos equipamentos auxiliares
% Bomba de resíduo, soprador de biogás, agitador de resíduo e bomba de água
% quente

gamma=1.3;
MM_ch4=12*1+1*4;
MM_co2=12*1+16*2;

MM_biogas=(0.65*MM_ch4+0.35*MM_co2)/1000; %massa molar do biogas em kg/mol

R=8.314/MM_biogas;

kg_biogas_seg=m_biogas/3600;

%P_in=0  pressão absoluta de entrada em mbar

%P_out_comp  pressão absoluta de saída em mbar

% 1 atm = 1,01325 bar

P_in_abs=1013.25;
P_out_abs=1013.25+P_out_comp;

C1=gamma/(gamma-1);
C2=(gamma-1)/gamma;

Pot_blower=(C1*kg_biogas_seg*R*Td)*(power((P_out_abs/P_in_abs),C2)-1);

Pot_bomba_r=m_l_in/3600*H_man*g/1000/(eff_bomba/100);   %fonte:  Lubken_2007  bomba
resíduo

if Q_rec>0
    Pot_bomba_rec=C_rec*1000/3600*H_man*g/1000/(eff_bomba/100);   %fonte:  Lubken_2007

```

```

bomba resíduo
else
    Pot_bomba_rec=0;
end

Pot_bomba_m=F_motor_kg/3600*H_man*g/1000/(eff_bomba/100); % bomba água motor

S_agit=0.005; %kW/m3 de líquido - potência específica

Pot_agit=V_tanque_agit*S_agit*T_agit/60; %fonte: Lubken_2007

Pot_auxil=Pot_blower+Pot_bomba_r+Pot_bomba_m+Pot_bomba_rec+Pot_agit;


%Cálculo do biogás produzido

%V_alim    %volume de alimentação diária de resíduo (m3/dia)
%SV_alim    %concentração de sólidos voláteis na alimentação (g SV/L)
%B0        %potencial máximo de metano do resíduo (L CH4/ g SV)

K=0.6+0.0206*exp(0.051*SV_alim);

% Limite mínimo de produção de biogás 20°C

if Td<20
    miu_max=0;
else
    miu_max=0.013*Td-0.129;
end

HRT=V_I_reactor/V_alim;

if Td<20

G=0;

else
    %Produção de metano em L CH4/ L reactor.dia
    G=(B0*SV_alim/HRT)*(1-K/(HRT*miu_max-1+K));
end

G_total=G*V_I_reactor/24;

%Produção de biogás em m3/hora
G_biogas=G/(CH4/100)*V_I_reactor/24;

%Produção de biogás em kg/hora
Cp_bio=1.40;    %Cálculo na folha de excel
Dens_bio=0.89152; %Cálculo na folha de excel

m_biogas=Dens_bio*G_biogas;

```


%Cálculo da eficiencia do permutador contra-corrente

T_c_in=Td;

T_h_in=T_motor;

C_h=F_motor_kg/3600; %kg/h

C_c=C_rec*1000/3600; %m3/h*1000=kg/h

Cp_hx=4.18; %Cp da água contante na gama de temperatura

Delta_T_NUT=T_h_in-T_c_in;

C_min=min(C_h*Cp_hx,C_c*Cp_hx);

C_max=max(C_h*Cp_hx,C_c*Cp_hx);

C_r=C_min/C_max;

A_o=power(D_o_hx/2,2)*pi*L_hx;

A_i=power(D_i_hx/2,2)*pi*L_hx;

R_hx=1/(hi_hx*A_i)+log(D_o_hx/D_i_hx)/(2*pi*k_hx*L_hx)+1/(he_hx*A_o);

UA_hx=1/R_hx;

NUT=UA_hx/C_min;

exp_hx=exp(-NUT*(1-C_r));

Eff_hx=(1-exp_hx)/(1-C_r*exp_hx);

%Cálculo da transferencia de calor do gás interior do digestor para o ar

U_g_a=1/Rga;

Q_g_a=U_g_a*A_g_reactor*(Td-local(i,5))*3600/1000; %kJ/h

%Cálculo da transferência de calor devido à saída do gás no digestor

m_g_out=m_biogas;

Q_g_out=m_biogas*Cp_bio*Td;

%Cálculo da transferência de calor devido à entrada do resíduo no

%digestor

Dens_w= -0.0024*power(local(i,9),2) - 0.2145*local(i,9) + 1004;

SpHeat_w = (3E-10)*power(local(i,9),4) - (8E-08)*power(local(i,9),3) + (2E-05)*power(local(i,9),2) - 0.0012*local(i,9) + 4.2021;

m_l_in=Dens_w*alim_s(i,2);

Q_l_in=m_l_in*SpHeat_w*local(i,9);

%Cálculo da transferência de calor devido à saída do resíduo no

%digestor

if m_l_in>0

Dens_wd = -0.0024*power(Td,2) - 0.2145*Td + 1004;

```
SpHeat_wd = (3E-10)*power(Td,4) - (8E-08)*power(Td,3) + (2E-05)*power(Td,2) -
0.0012*local(i,9) + 4.2021;
```

```
Q_l_out=(m_l_in-m_biogas)*SpHeat_wd*Td;
```

```
else
```

```
Q_l_out=0;
```

```
End
```

```
%Cálculo da transferência de calor do líquido interior do digestor para o solo
```

```
U_l_s=1/Rls;
```

```
Q_l_s=U_l_s*A_l_reactor*(Td-local(i,9))*3600/1000; %kJ/h
```

```
%Cálculo da transferência de calor devido a radiação
```

```
Stefan_Boltzmann=5.67E-08; %W/(m2.K4)
```

```
Tp_K=Tp+273.15;
```

```
T_amb_K=local(i,5)+273.15;
```

```
Q_r=emiss_p*Stefan_Boltzmann*(power(Tp_K,4)-power(T_amb_K,4))*A_g_reactor*3600/1000;
```

```
%Cálculo da transferência de calor por recirculação
```

```
U_hx=1/R_hx;
```

```
Cp_l=4.18; %calor específico do resíduo
```

```
E_nec=V_l_reactor*ro_residuo*Cp_l*(T_op-Td); %energia necessária para aquecimento do
reactor por hora
```

```
Pot_Total=G_total*39/3.6; % kWh %PCI - 39 MJ/m3 CH4
```

```
Pot_th=Pot_Total*Eff_th/100;
```

```
Q_rec_max1=Eff_hx*C_min*3600*Delta_T_NUT;
```

```
Q_rec_max2=Pot_th*3600; %kJ/h
```

```
if Q_rec_max1>Q_rec_max2
```

```
Q_rec_max=Q_rec_max2;
```

```
else
```

```
Q_rec_max=Q_rec_max1;
```

```
end
```

```
if Q_g_out>0
```

```
if Td >= T_op
```

```
Q_rec=0;
```

```
else if Td < T_op
```

```
if Q_rec_max > E_nec
```

```
Q_rec=E_nec;
```

```
else
```

```
Q_rec=Q_rec_max;
```

```

        end
    end
end
else
    Q_rec=0;
end

Eff_cog=Q_rec/Q_rec_max2*Eff_th+Eff_e;

%Cálculo do h_g_a e da R_g_a

%Inicio do contador de iterações
z=0;

while z<10

    z=z+1;

    Tm=(Tp+Td)/2;

    %Propriedades do ar
    Visc_a=(9E-11)*power(Tm,2) + (9E-08)*Tm + 1E-05;
    Beta_a=(3E-13)*power(Tm,4) - (2E-10)*power(Tm,3) + (7E-08)*power(Tm,2) - (1E-05)*Tm +
0.0036;
    Pr_a=(-3E-11)*power(Tm,3) + (3E-07)*power(Tm,2) - 0.0002*Tm +0.7182;

    GrD=(g*Beta_a*abs(Td-Tp)*power(D_reactor,3))/power(Visc_a,2);
    RaDa=GrD*Pr_a;

    V=local(i,7);

    ReD=V*D_reactor/Visc_a;

    %Cálculo do Número de Nusselt para convecção natural no interior do cilindro

    NuDi=1+1.44*(1-1708/RaDa)+(power(RaDa,(1/3))/18-1);

    hi=k_p/D_reactor*NuDi;

    %Cálculo do número de nusselt para convecção natural ou forçada para o
    %ar no exterior do cilindro

    Nat_For=GrD/power(ReD,2);

    if Nat_For<1

        NuDe=0.3+((0.62*power(ReD,(1/2))*power(Pr_a,(1/3)))/(1+power((0.4/Pr_a),(1/4))))*power((1+power((ReD/282000),(5/8))),(4/5));
    else
        NuDe=power(0.60+(0.387*power(RaDa,(1/6)))/power(1+power((0.559/Pr_a),(9/16))),(8/27)),2);
    end

    %calcula do coeficiente de convecção exterior gas-ar
    he=k_p/D_reactor*NuDe;

```

%calcula do raio exterior do digestor

$rp = R_{\text{reactor}} + x_p$;

%Cálculo da resistência térmica gas-ar

$R_{ga} = 1/h_i + R_{\text{reactor}} \cdot \log(rp/R_{\text{reactor}})/k_p + R_{\text{reactor}}/(rp \cdot h_e)$;

%Cálculo da temperatura da parede interior gas-ar

$T_{p1} = T_d - (T_d - local(i,5))/(R_{ga} \cdot h_i)$;

%Cálculo da temperatura da parede exterior gas-ar

$T_{p2} = local(i,5) + (T_d - local(i,5))/(R_{ga} \cdot h_e)$;

%Cálculo da temperatura da parede gas-ar

$T_p = (T_{p1} + T_{p2})/2$;

end

%Cálculo da transferencia de calor devido a recirculação

%O permutador É composto por um tubo de aço/cobre no interior do
%digestor. O cálculo da transferência de calor implica o cálculo do h_e
%correspondente ao líquido no digestor, h_i correspondente à água quente
%do motor (delta T máximo de 20°C). A resistência térmica É do tipo
% $1/h_i + rd \cdot \ln(rp/rd)/k_{\text{tubo}} + rp/rd \cdot h_e$

$rac_D_hx = D_i_hx/D_o_hx$;

$x_D_hx = [0.05, 0.1, 0.25, 0.5, 1]$; %carga da CHP

% Número de Nusselt - Valor para temperatura da superfície constante (Incropera, p.507)

$y_NuDi = [17.46, 11.56, 7.37, 5.74, 4.86]$; %Nusselt interno

$y_NuDe = [4.06, 4.11, 4.23, 4.43, 4.86]$; %Nusselt externo

$fit_NuDi = \text{polyfit}(x_D_hx, y_NuDi, 2)$; % interpolação Nusselt interno

$fit_NuDe = \text{polyfit}(x_D_hx, y_NuDe, 2)$; % interpolação Nusselt externo

$NuDi_hx = \text{polyval}(fit_NuDi, rac_D_hx)$; % determinação do Nusselt interno

$NuDe_hx = \text{polyval}(fit_NuDe, rac_D_hx)$; % determinação do Nusselt externo

%Cálculo do Número de Nusselt para convecção natural no interior do
%cilindro

$h_i_hx = k_{\text{agua}}/D_i_hx \cdot NuDi_hx$;

%calcula do coeficiente de convecção exterior h_x -líquido

$h_e_hx = k_{\text{agua}}/D_o_hx \cdot NuDe_hx$;

%Cálculo do hi para a transferência de calor entre o líquido e o solo

%Inicio do contador de iterações

z=0;

while z<10

z=z+1;

Tml=(Td+Tpi)/2;

%Propriedades do fluido

Beta_w=(2e-10)*power(Tml,3)-(6e-8)*power(Tml,2)+(1e-5)*Tml-(1e-5);

Visc_w=(-1e-17)*power(Tml,5)+(1e-14)*power(Tml,4)-(3e-12)*power(Tml,3)+(5e-10)*power(Tml,2)-(4e-8)*Tml+(2e-6);

Pr_w=(-1e-10)*power(Tml,5)+(9e-8)*power(Tml,4)-(3e-5)*power(Tml,3)+(0.0041)*power(Tml,2)-(0.3198)*Tml+12.127;

GrD=(g*Beta_w*abs(Td-Tpi)*power(D_reactor,3))/power(Visc_w,2);

RaDw=GrD*Pr_w;

%Cálculo do Número de Nusselt para convecção natural no interior do cilindro

NuDil=1+1.44*(1-1708/RaDw)+(power(RaDw,(1/3))/18-1);

hil=k_solo/D_reactor*NuDil;

rt=2*R_reactor;

Rls=1/hil+R_reactor*log(rt/R_reactor)/k_solo;

ts=0;

for ps=1:H_liquido

ts=local(i,8+ps)+ts;

end

media_ts=ts/H_liquido;

Tpi=Td-(Td-local(i,9))/(Rls*hil);

end

% Cálculo dos coeficientes de convecção e das resistências térmicas para as
% transferências de calor para o solo e para o ar

%Inicializar variáveis

g=9.81;

Td=local(2,9);

for i=1:n_horas

Tpi=local(i,5);

```
Tp=local(i,5);  
Tp_hx=T_motor;
```

```
Calc_RIs
```

```
Calc_Rga
```

```
Calc_biogas
```

```
%Chama M-file para cálculo das eficiencias da CHP  
Eff_chp
```

```
Calc_Rhx2
```

```
Calc_NUT_hx
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%  
% Cálculo de Td através da equação de balanço de energia  
%
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%  
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
Calc_Q_I_in
```

```
Calc_Q_I_out
```

```
Calc_Q_g_out
```

```
Calc_Q_I_s
```

```
Calc_Q_g_a
```

```
Calc_Q_r2
```

```
Calc_Q_rec2
```

```
Pot_chp
```

```
Auxil
```

```
%Balanço energético do digestor  
%Cálculo da temperatura do digestor  
ro_mix=714.98;  
V_mix=V_I_reactor+V_g_reactor;
```

```
dT=(Q_I_in-Q_I_out-Q_g_out-Q_I_s-Q_g_a+Q_r+Q_rec)/(ro_mix*V_mix);
```

```
Td=Td+dT;
```

```
%Escrita no ficheiro de saída  
Data_out(1+i,1)=i; %hora do ano
```

```

Data_out(1+i,2)=hil; %coeficiente de convecção interno do liquido em Rls
Data_out(1+i,3)=Rls; %resistencia térmica liquido-solo
Data_out(1+i,4)=hi; %coeficiente de convecção interno do gás em Rga
Data_out(1+i,5)=he; %coeficiente de convecção externo do ar em Rga
Data_out(1+i,6)=Rga; %resistencia térmica gas-ar
Data_out(1+i,7)=hi_hx; %coeficiente de convecção interno da água do motor em Rhx
Data_out(1+i,8)=he_hx; %coeficiente de convecção externo do residuo em Rhx
Data_out(1+i,9)=R_hx; %resistencia térmica permutador
Data_out(1+i,10)=Q_l_in; %Transferencia de calor devido à entrada de substrato
Data_out(1+i,11)=Q_l_out; %Transferencia de calor devido à saída de digerido
Data_out(1+i,12)=Q_g_out; %Transferencia de calor devido à saída de gas
Data_out(1+i,13)=Q_l_s; %Transferencia de calor na interface liquido-solo
Data_out(1+i,14)=Q_g_a; %Transferencia de calor na interface gas-ar
Data_out(1+i,15)=Q_r_irr; %Transferencia de calor por radiação irradição solar
Data_out(1+i,16)=Q_r_emiss; %Transferencia de calor por radiação emissividade
Data_out(1+i,17)=Q_r; %Transferencia de calor por radiação
Data_out(1+i,18)=Q_rec; %Transferencia de calor por recirculação
Data_out(1+i,19)=dT; %Variação da temperatura
Data_out(1+i,20)=Td; %Temperatura do reactor
Data_out(1+i,21)=G; % m3 CH4/ m3 reactor.dia
Data_out(1+i,22)=G_biogas; % m3 biogas/h
Data_out(1+i,23)=m_biogas; % kg biogas/h
Data_out(1+i,24)=Pot_th; % potência térmica kW
Data_out(1+i,25)=Pot_e; % potência eléctrica kW
Data_out(1+i,26)=Q_rec; % potencia térmica til
Data_out(1+i,27)=Pot_auxil; % potência eléctrica auxiliares
Data_out(1+i,28)=Pot_e-Pot_auxil; %potência eléctrica líquida
Data_out(1+i,29)=Eff_cog; %rendimento cogeração

```

```

%dbstop if i==3

```

```

%eficiencia do permutado

```

```

Data_out_hx(i,2)=Eff_hx*100;

```

```

end

```

```

%Cálculo do número de nusselt para convecção natural no exterior do hx

```

```

R_hx=D_i_hx/2;

```

```

K=0.6+0.0206*exp(0.051*SV_alim);

```

```

%Máximo de produção de biogás 40°C

```

```

miu_max_hx=0.013*T_op-0.129;

```

```

HRT=V_l_reactor/V_alim;

```

```

%Produção de metano em L CH4/ L reactor.dia

```

```

Ghx=(B0*SV_alim/HRT)*(1-K/(HRT*miu_max_hx-1+K));

```

```

PCI_CH4=39; %MJ/m3 %kJ/m3 LHV=914.5 Btu/NCF e 1 Btu/ft3 = 8.9 kcal/m3 = 3.73x10^4 J/m3

```

```

kWmotor=Ghx*V_l_reactor/24*PCI_CH4/3.6;

```

```
kWth_hx=kWmotor*(chp_th_100/100); % considera-se por aproximação carga máxima  
%kW_e_hx=kWmotor*Eff_e/100;
```

```
Cp_w_motor=4.18;  
ro_w_motor=972;
```

```
%Cálculo do caudal mássico de água no permutador do motor kg/h  
F_motor_kg=kWth_hx*3600/(Cp_w_motor*20); %kWth (kW)*3600(
```

```
F_motor=F_motor_kg/ro_w_motor;
```

```
V_hx=(F_motor/3600)/(pi*power(R_hx,2)); %cálculo da velocidade do fluido no permutador  
(m/s)
```

```
% %A_hx=kWth_hx/(U_hx*20) %Cálculo da área do permutador no caso do delta T máx 20°C
```

```
%determinação do polinômio das curvas de potencia electrica e térmica da  
%CHP
```

```
% Definição da curva de potência da unidade de cogeração  
% valores de potencia a 100%, 75% e 50% da carga electrica e térmica
```

```
x_chp=[50,75,100]; %carga da CHP
```

```
chp_th=[chp_th_50,chp_th_75,chp_th_100]; %rendimento térmico da CHP com 50% carga, 75%  
carga, 100% carga
```

```
chp_e=[chp_e_50,chp_e_75,chp_e_100]; %rendimento electrico da CHP com 50% carga, 75%  
carga, 100% carga
```

```
chp_t=[chp_th_50+chp_e_50,chp_th_75+chp_e_75,chp_th_100+chp_e_100]; %rendimento total da  
CHP com 50% carga, 75% carga, 100% carga
```

```
fit_chp_th=polyfit(x_chp,chp_th,2); % interpolação da curva potência termica da CHP
```

```
fit_chp_e=polyfit(x_chp,chp_e,2); % interpolação da curva potência electrica da CHP
```

```
fit_chp_t=polyfit(x_chp,chp_t,2); % interpolação da curva potência total da CHP
```

```
%dados para cálculo da redução de emissões AMS-III.D
```

```
%Temperatura média de 15°C
```

```
GWP_ch4=21; % Global Warming Potential (GWP) of CH4 (21)
```

```
% LT - livestock type
```

```
% j - index for animal waste management system
```

```
D_ch4=0.00067; % CH4 density (0.00067 t/m3 at room temperature (20 °C) and 1 atm  
pressure)
```

```
%Cálculo da quantidade de sólidos voláteis por tipo de animal
```

```
GE_pato=1.46;
```

```
ED_feed_pato=18.45; %Densidade energética da alimentação MJ/kg materia seca - p.317 APA  
NIR2008
```

```
DE_pato=66; %digestibilidade da alimentação (%)
```



```

Ash_pato=2;
GE_suino=45.5;
ED_feed_suino=18.45; %Densidade energética da alimentação MJ/kg matéria seca - p.317
APA NIR2008
DE_suino=73; %digestibilidade da alimentação (%)
Ash_suino=2;
VS_pato_y=GE_pato*ED_feed_pato*(1-DE_pato/100)*(1-Ash_pato/100); % concentração de
sólidos voláteis que entram no sistema devido ao resíduo dos patos
VS_suino_y=GE_suino*ED_feed_suino*(1-DE_suino/100)*(1-Ash_suino/100); % concentração
de sólidos voláteis que entram no sistema devido ao resíduo dos suínos

%cálculo do coeficiente de emissão do digestor anaeróbio

CH4_prod=sum(Data_out(2:8761,23)); % quantidade de CH4 produzida no digestor (kg CH4)
CH4_used=CH4_prod; % quantidade de CH4 valorizada (kg CH4)
CH4_flared=0; % quantidade de CH4 queimada (kg CH4)

MCF_armazenamento_confinamento=3; %MCF devido ao armazenamento debaixo da área de
confinamento por menos de 1 mês uma vez que sai resíduo todos os dias
MCF_solid_storage=2; % Methane conversion factor no armazenamento de sólidos
MCF_lagoas_anaerobias=74; % Methane conversion factor nas lagoas
MCF_tanque_aerobio=0; % Conversão anual de metano para o tanque de armazenamento
MCF_storage=15; % armazenamento debaixo do confinamento mas considerando valor de
MCF para armazenamento líquido conforme Fórmula 1

% calculado pela Fórmula 1 p.10.47 2006 IPCC Guidelines for National
% Greenhouse Gas Inventories Volume 4
% considera-se o armazenamento apenas no confinamento uma vez que o
% tanque trata aerobiamente
VS_storage=VS_pato_y+VS_suino_y;

MCF_digestor=((CH4_prod-CH4_used-
CH4_flared+(MCF_storage/100*B0*VS_storage*0.67))/(B0*VS_storage*0.67))/100; % Methane
conversion factor no digestor

%potencial máximo de produção de metano do resíduo
B0_pato=0.32; % (m3/kg VS) Potencial máximo de metano de resíduo de patos - p.318 APA
NIR2008
B0_suino=0.45; % (m3/kg VS) Potencial máximo de metano de resíduo de suíno - p.318 APA
NIR2008

%Cálculo do número de animais em confinamento no ano y
N_da_y_pato=42; %número de dias que um pato está vivo nas instalações
N_p_y_pato=231746; %número de patos produzidos anualmente no ano y
N_da_y_suino=131; %número de dias que um suíno está vivo nas instalações
N_p_y_suino=3842; %número de suínos produzidos anualmente no ano y
N_pato_y=N_da_y_pato*(N_p_y_pato/365); % Annual average number of animals of type LT in
year y (numbers)
N_suino_y=N_da_y_suino*(N_p_y_suino/365); % Annual average number of animals of type LT
in year y (numbers)

%Fracção do resíduo tratada por cada sistema
MS_armazenamento_confinamento=1; % Fracção do estrume tratada pelo separador de
sólidos
MS_solid_storage=0.3; % Fracção do estrume tratada por espalhamento no solo
MS_tanque_aerobio=1; % Fracção do estrume armazenada no tanque
MS_digestor=0.70; % Fracção do estrume tratada pelo digestor

```

```

MS_lagoas_anaerobias=0.70; % Fracção do estrume tratada pelas lagoas

%redução de SV em cada sistema de tratamento
RVS_armazenamento_confinamento=0.25; %redução de sólidos voláteis no tratamento do
armazenamento no confinamento p.19 AMS-III.D
RVS_solid_storage=0.2; %redução de sólidos voláteis no tratamento por armazenamento de
sólidos p.19 AMS-III.D
RVS_tanque_aerobio=0; % redução de sólidos voláteis no tratamento aerobio no tanque
agitação
RVS_digestor=0.85; % redução de sólidos voláteis no tratamento de digestor p.19 AMS-III.D
RVS_lagoas_anaerobias=0.94 ; %redução de sólidos voláteis no tratamento das lagoas
anaerobias p.19 AMS-III.D

UF_b=0.94; % factor de correcção do modelo devido às incertezas

AI_l=5; %intervalo médio anual de armazenamento do residuo entre a colecta e a entrada no
tratamento

kdr=0.069; % (=0.069) constante taxa de degradação

%Cálculo da quantidade biogás valorizada no ano y
BG_burnt_y=sum(Data_out(2:8761,22)); % quantidade de biogás queimada ou valorizada no
ano y (m3)
w_ch4=CH4; % conteúdo de metano no biogás no ano y (fracção volúmica)
FE=1; % eficiência do flare / equipamento de valorização no ano y (fracção)

%dados para cálculo de emissões fósseis derivadas da produção de
%electricidade
EF_e=0.47; %kgCO2e/kWh %factor de emissão da electricidade da rede electrica no ano y (t
CO2/MWh) - Despacho n.º 17313/2008

tot_e_fossil=0;

for eg= 2:8761

    if Data_out(eg,28)<0

        tot_e_fossil=tot_e_fossil+Data_out(eg,28);
    end
end
EG_y=abs(tot_e_fossil); %quantidade de electricidade fóssil consumida na actividade de
projecto no ano y(MWh)

%Dados 48h

inverno_48h=8700;

verao_48h=4345;

intervalo=48;

%Escrita no ficheiro de saida

% dados às 12 horas do primeiro dia de cada mês

for zz=1:intervalo

```

```

Data_out3(zz,1)=Data_out(zz+8700,1); %hora do ano
Data_out3(zz,2)=Data_out(zz+8700,2); %coeficiente de convecção interno do liquido em Rls
Data_out3(zz,3)=Data_out(zz+8700,3); %resistencia tÈrmica liquido-solo
Data_out3(zz,4)=Data_out(zz+8700,4); %coeficiente de convecção interno do gás em Rga
Data_out3(zz,5)=Data_out(zz+8700,5); %coeficiente de convecção externo do ar em Rga
Data_out3(zz,6)=Data_out(zz+8700,6); %resistencia tÈrmica gas-ar
Data_out3(zz,7)=Data_out(zz+8700,7); %coeficiente de convecção interno da água do motor em Rhx
Data_out3(zz,8)=Data_out(zz+8700,8); %coeficiente de convecção externo do residuo em Rhx
Data_out3(zz,9)=Data_out(zz+8700,9); %resistencia tÈrmica permutador
Data_out3(zz,10)=Data_out(zz+8700,10); %Transferencia de calor devido ± entrada de susbtrato
Data_out3(zz,11)=Data_out(zz+8700,11); %Transferencia de calor devido ± saída de digerido
Data_out3(zz,12)=Data_out(zz+8700,12); %Transferencia de calor devido ± saída de gas
Data_out3(zz,13)=Data_out(zz+8700,13); %Transferencia de calor na interface liquido-solo
Data_out3(zz,14)=Data_out(zz+8700,14); %Transferencia de calor na interface gas-ar
Data_out3(zz,15)=Data_out(zz+8700,15); %Transferencia de calor por radiação irradição solar
Data_out3(zz,16)=Data_out(zz+8700,16); %Transferencia de calor por radiação emissividade
Data_out3(zz,17)=Data_out(zz+8700,17); %Transferencia de calor por radiação
Data_out3(zz,18)=Data_out(zz+8700,18); %Transferencia de calor por recirculação
Data_out3(zz,19)=Data_out(zz+8700,19); %Variação da temperatura
Data_out3(zz,20)=Data_out(zz+8700,20); %Temperatura do reactor
Data_out3(zz,21)=Data_out(zz+8700,21); % m3 CH4/ m3 reactor.dia
Data_out3(zz,22)=Data_out(zz+8700,22); % m3 biogas/h
Data_out3(zz,23)=Data_out(zz+8700,23); % kg biogas/h
Data_out3(zz,24)=Data_out(zz+8700,24); % potência tÈrmica kW
Data_out3(zz,25)=Data_out(zz+8700,25); % potência electrica kW
Data_out3(zz,26)=Data_out(zz+8700,26); % potencia tÈrmica til
Data_out3(zz,27)=Data_out(zz+8700,27); % potência electrica auxiliares
Data_out3(zz,28)=Data_out(zz+8700,28); %potência electrica líquida
Data_out3(zz,29)=Data_out(zz+8700,29); %rendimento cogeração

```

end

for zzz=intervalo+1:intervalo+intervalo

```

Data_out3(zzz,1)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,1); %hora do ano
Data_out3(zzz,2)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,2); %coeficiente de convecção interno do
liquido em Rls
Data_out3(zzz,3)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,3); %resistencia tÈrmica liquido-solo
Data_out3(zzz,4)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,4); %coeficiente de convecção interno do
gás em Rga
Data_out3(zzz,5)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,5); %coeficiente de convecção externo
do ar em Rga
Data_out3(zzz,6)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,6); %resistencia tÈrmica gas-ar
Data_out3(zzz,7)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,7); %coeficiente de convecção interno da
água do motor em Rhx
Data_out3(zzz,8)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,8); %coeficiente de convecção externo do
residuo em Rhx
Data_out3(zzz,9)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,9); %resistencia tÈrmica permutador
Data_out3(zzz,10)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,10); %Transferencia de calor devido ±
entrada de susbtrato
Data_out3(zzz,11)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,11); %Transferencia de calor devido ±
saída de digerido
Data_out3(zzz,12)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,12); %Transferencia de calor devido ±
saída de gas
Data_out3(zzz,13)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,13); %Transferencia de calor na interface
liquido-solo
Data_out3(zzz,14)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,14); %Transferencia de calor na interface

```

```

gas-ar
Data_out3(zzz,15)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,15);      %Transferencia de calor por
radiação irradição solar                                     %Transferencia de calor por
Data_out3(zzz,16)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,16);      %Transferencia de calor por
radiação emissividade                                       %Transferencia de calor por
Data_out3(zzz,17)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,17);      %Transferencia de calor por
radiação                                                    %Transferencia de calor por
Data_out3(zzz,18)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,18);      %Transferencia de calor por
recirculação
Data_out3(zzz,19)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,19);      %Variação da temperatura
Data_out3(zzz,20)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,20);      %Temperatura do reactor
Data_out3(zzz,21)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,21);      % m3 CH4/ m3 reactor.dia
Data_out3(zzz,22)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,22);      % m3 biogas/h
Data_out3(zzz,23)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,23);      % kg biogas/h
Data_out3(zzz,24)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,24);      % potência térmica kW
Data_out3(zzz,25)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,25);      % potência eléctrica kW
Data_out3(zzz,26)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,26);      % potencia térmica til
Data_out3(zzz,27)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,27);      % potência eléctrica auxiliares
Data_out3(zzz,28)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,28);      %potência eléctrica líquida
Data_out3(zzz,29)=Data_out(verao_48h+zzz-intervalo,29);      %rendimento cogeração

```

```
end
```

```
%Data emissões
```

```

Data_out4(2,1)=BE_y;      %emissões da baseline (tCO2e)
Data_out4(2,2)=PE_PL_y;   %emissões da actividade de projecto por fugas (tCO2e)
Data_out4(2,3)=PE_flare_y; %emissões da actividade de projecto por queima (tCO2e)
Data_out4(2,4)=PE_power_y; %emissões da actividade de projecto por consumo de electricidade
fossil (tCO2e)
Data_out4(2,5)=PE_transp_y;%emissões da actividade de projecto por transporte (tCO2e)
Data_out4(2,6)=PE_storage_y;%emissões da actividade de projecto por armazenamento (tCO2e)
Data_out4(2,7)=PE_y;      %emissões totais da actividade de projecto (tCO2e)
Data_out4(2,8)=MD_y;      %metano valorizado na actividade de projecto (tCO2e)
Data_out4(2,9)=ER_y;      %redução de emissões (tCO2e)

```

```
% Cálculo das médias, máximos, mínimo e somatórios de cada resultado
```

```
for dto=1:29
```

```

    negs=0;
    postv=0;
    counter_neg=0;
    counter_pos=0;
    counter_zero=0;
    vect=2:8761;

```

```
for dto2=2:8761
```

```

    if Data_out(dto2,dto)<0
        negs=negs+Data_out(dto2,dto);
        counter_neg=counter_neg+1;

```

```

    else if Data_out(dto2,dto)>0
        postv=postv+Data_out(dto2,dto);

```

```

        counter_pos=counter_pos+1;

    else if Data_out(dto2,dto)==0;
        counter_zero=counter_zero+1;
    end
    end
end
end

Data_out5(1,dto)=min(Data_out(vect,dto));
Data_out5(2,dto)=max(Data_out(vect,dto));
Data_out5(3,dto)=negs;
Data_out5(4,dto)=postv;
Data_out5(5,dto)=counter_neg;
Data_out5(6,dto)=counter_pos;
Data_out5(7,dto)=negs/counter_neg;
Data_out5(8,dto)=postv/counter_pos;

end

%Data do mes

hora_mes=[1,745,1417,2161,2881,3625,4345,5089,5833,6553,7297,8017];
%Escrita no ficheiro de saida

% dados ts 12 horas do primeiro dia de cada mês

hora_mes_12=hora_mes+13;

Data_out2(:,1)=Data_out(hora_mes_12,1);    %hora do ano
Data_out2(:,2)=Data_out(hora_mes_12,2);    %coeficiente de convecção interno do liquido em
Rls
Data_out2(:,3)=Data_out(hora_mes_12,3);    %resistencia tÈrmica liquido-solo
Data_out2(:,4)=Data_out(hora_mes_12,4);    %coeficiente de convecção interno do gás em Rga
Data_out2(:,5)=Data_out(hora_mes_12,5);    %coeficiente de convecção externo do ar em Rga
Data_out2(:,6)=Data_out(hora_mes_12,6);    %resistencia tÈrmica gas-ar
Data_out2(:,7)=Data_out(hora_mes_12,7);    %coeficiente de convecção interno da água do motor
em Rhx
Data_out2(:,8)=Data_out(hora_mes_12,8);    %coeficiente de convecção externo do residuo em
Rhx
Data_out2(:,9)=Data_out(hora_mes_12,9);    %resistencia tÈrmica permutador
Data_out2(:,10)=Data_out(hora_mes_12,10); %Transferencia de calor devido ts entrada de
substrato
Data_out2(:,11)=Data_out(hora_mes_12,11); %Transferencia de calor devido ts saída de digerido
Data_out2(:,12)=Data_out(hora_mes_12,12); %Transferencia de calor devido ts saída de gas
Data_out2(:,13)=Data_out(hora_mes_12,13); %Transferencia de calor na interface liquido-solo
Data_out2(:,14)=Data_out(hora_mes_12,14); %Transferencia de calor na interface gas-ar
Data_out2(:,15)=Data_out(hora_mes_12,15);    %Transferencia de calor por radiação irradição
solar
Data_out2(:,16)=Data_out(hora_mes_12,16);    %Transferencia de calor por radiação
emissividade
Data_out2(:,17)=Data_out(hora_mes_12,17);    %Transferencia de calor por radiação
Data_out2(:,18)=Data_out(hora_mes_12,18); %Transferencia de calor por recirculação
Data_out2(:,19)=Data_out(hora_mes_12,19);    %Variação da temperatura
Data_out2(:,20)=Data_out(hora_mes_12,20);    %Temperatura do reactor
Data_out2(:,21)=Data_out(hora_mes_12,21);    % m3 CH4/ m3 reactor.dia
Data_out2(:,22)=Data_out(hora_mes_12,22); % m3 biogas/h

```

```

Data_out2(:,23)=Data_out(hora_mes_12,23); % kg biogas/h
Data_out2(:,24)=Data_out(hora_mes_12,24); % potência térmica kW
Data_out2(:,25)=Data_out(hora_mes_12,25); % potência eléctrica kW
Data_out2(:,26)=Data_out(hora_mes_12,26); % potencia térmica til
Data_out2(:,27)=Data_out(hora_mes_12,27); % potência eléctrica auxiliares
Data_out2(:,28)=Data_out(hora_mes_12,28); %potência eléctrica líquida
Data_out2(:,29)=Data_out(hora_mes_12,29); %rendimento cogeração

```

```

% determinação dos valores de eficiência da unidade CHP

```

```

E_biogas_total=Ghx*V_l_reactor/24*PCI_CH4; % cálculo da potência máxima do biogás

```

```

E_biogas_disp=G*V_l_reactor/24*PCI_CH4; % cálculo da potência disponível do biogás

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```

carga=E_biogas_disp/E_biogas_total*100; % cálculo da carga disponível do biogás

```

```

if carga==0;

```

```

    Eff_th=0;

```

```

    Eff_e=0;

```

```

else

```

```

    Eff_th=polyval(fit_chp_th,carga); % determinação da eficiencia térmica

```

```

    Eff_e=polyval(fit_chp_e,carga); % determinação da eficiencia eléctrica

```

```

end

```

```

Ineff_th=100-(Eff_th+Eff_e); % determinação das perdas

```

```

% Baseline emissions in year y (tCO2e)

```

```

%operações de tratamento armazenamento_confinamento + tanque aerObio +

```

```

%armazenamento_solidos + lagoas anaerObias

```

```

o_ac_pato=MCF_armazenamento_confinamento*B0_pato*N_pato_y*VS_pato_y*MS_armazenamento_confinamento;

```

```

o_ac_suino=MCF_armazenamento_confinamento*B0_suino*N_suino_y*VS_suino_y*MS_armazenamento_confinamento;

```

```

o_ta_pato=MCF_tanque_aerobio*B0_pato*N_pato_y*VS_pato_y*MS_tanque_aerobio;

```

```

o_ta_suino=MCF_tanque_aerobio*B0_suino*N_suino_y*VS_suino_y*MS_tanque_aerobio;

```

```

o_as_pato=MCF_solid_storage*B0_pato*N_pato_y*VS_pato_y*MS_solid_storage;

```

```

o_as_suino=MCF_solid_storage*B0_suino*N_suino_y*VS_suino_y*MS_solid_storage;

```

```

o_la_pato=MCF_lagoas_anaerobias*B0_pato*N_pato_y*VS_pato_y*MS_lagoas_anaerobias;

```

```

o_la_suino=MCF_lagoas_anaerobias*B0_suino*N_suino_y*VS_suino_y*MS_lagoas_anaerobias;

```

```

o_da_pato=MCF_digestor*B0_pato*N_pato_y*VS_pato_y*MS_digestor;

```

```

o_da_suino=MCF_digestor*B0_suino*N_suino_y*VS_suino_y*MS_digestor;

```

```

BE_y=GWP_ch4*D_ch4*((o_ac_pato+o_ac_suino)+(o_ta_pato+o_ta_suino))+((1-
RVS_solid_storage)*(o_as_pato+o_as_suino))+((1-
RVS_lagoas_anaerobias)*(o_la_pato+o_la_suino)));

```

% Project activity emissions in year y (tCO2e)

%operações de tratamento armazenamento_confinamento + tanque aerObio +
%armazenamento_solidos + digestor + lagoas anaerObias

%PE_y=PE_PL_y+PE_flare_y+PE_power_y+PE_transp_y+PE_storage_y

PE_PL_y=0.10*GWP_ch4*D_ch4*((o_ac_pato+o_ac_suino)+(o_ta_pato+o_ta_suino)+((1-RVS_solid_storage)*(o_as_pato+o_as_suino))+((1-RVS_digestor)*(o_da_pato+o_da_suino))+((1-RVS_lagoas_anaerobias)*(o_la_pato+o_la_suino)));

PE_flare_y=0; % Emissões derivadas de queima/combustão.

PE_power_y=EF_e*EG_y; % Emissões devido ao consumo de energia fOssil, como os auxiliares são alimentados pela energia elÉctrica produzida pela CHP as emissões são zero.

PE_transp_y=0;

% as emissões devido ao armazenamento devem ser consideradas sempre que se

% verifiquem as seguintes condições -

% 1- o armazenamento entre a retirada dos pavilhões e a alimentação ao digestor É superior a 24 horas

% 2- o conteudo em matéria seca do estrume É inferior a 20%

PE_storage_pato=0;

PE_storage_suino=0;

for dd= 1:AI_I

PE_storage_pato=PE_storage_pato+(N_pato_y*VS_pato_y*MS_tanque_aerobio*(1-exp(-kdr*(AI_I-dd)))*MCF_tanque_aerobio*B0_pato);

PE_storage_suino=PE_storage_suino+(N_pato_y*VS_suino_y*MS_tanque_aerobio*(1-exp(-kdr*(AI_I-dd)))*MCF_tanque_aerobio*B0_suino);

end

PE_storage_y=GWP_ch4*D_ch4*(365/AI_I*PE_storage_pato+365/AI_I*PE_storage_suino);

%Emissões de projecto

PE_y=PE_PL_y+PE_flare_y+PE_power_y+PE_transp_y+PE_storage_y;

%%
%%%

% metano capturado e destruido ou valorizado para a actividade de projecto

% no ano y (tCO2e)

MD_y=BG_burnt_y*w_ch4*D_ch4*FE*GWP_ch4;

%Reduções de emissões

ER_y=min((BE_y-PE_y),(MD_y-PE_power_y));

%media mensal

Jan=1:744;
Fev=745:1416;
Mar=1417:2160;
Abr=2161:2880;
Mai=2881:3624;
Jun=3625:4344;
Jul=4345:5088;
Ago=5089:5832;
Set=5833:6552;
Out=6553:7296;
Nov=7297:8016;
Dez=8017:8760;

for zeta=1:29

Med(1,zeta)=mean(Data_out(Jan+1,zeta));
Med(2,zeta)=mean(Data_out(Fev+1,zeta));
Med(3,zeta)=mean(Data_out(Mar+1,zeta));
Med(4,zeta)=mean(Data_out(Abr+1,zeta));
Med(5,zeta)=mean(Data_out(Mai+1,zeta));
Med(6,zeta)=mean(Data_out(Jun+1,zeta));
Med(7,zeta)=mean(Data_out(Jul+1,zeta));
Med(8,zeta)=mean(Data_out(Ago+1,zeta));
Med(9,zeta)=mean(Data_out(Set+1,zeta));
Med(10,zeta)=mean(Data_out(Out+1,zeta));
Med(11,zeta)=mean(Data_out(Nov+1,zeta));
Med(12,zeta)=mean(Data_out(Dez+1,zeta));

end

%Potências da unidade de cogeração

Pot_Total=G_total*39/3.6; % kWh %PCI - 39 MJ/m3 CH4

Pot_e=Pot_Total*(Eff_e/100);

Pot_th=Pot_Total*(100-Eff_e-Ineff_th)/100;

% Cálculo de áreas e volumes do reator

%Volume de gás no reator

$$V_{g_reator}=L_{reator}*(\text{power}(R_{reator},2)*(pi/2-\text{asin}((H_{liquido}-R_{reator})/R_{reator}))-$$
$$(H_{liquido}-R_{reator})*\text{sqrt}(\text{power}(R_{reator},2)-\text{power}((H_{liquido}-R_{reator}),2)));$$

%Volume de líquido no reator

$$V_{l_reator}=L_{reator}*(\text{power}(R_{reator},2)*(pi/2+\text{asin}((H_{liquido}-$$
$$R_{reator})/R_{reator}))+ (H_{liquido}-R_{reator})*\text{sqrt}(\text{power}(R_{reator},2)-\text{power}((H_{liquido}-$$
$$R_{reator}),2)));$$

%área interface de gás e ar no reator

$$A_{g_reator}=(\text{power}(R_{reator},2)+L_{reator}*R_{reator})*(pi-2*\text{asin}((H_{liquido}-$$
$$R_{reator})/R_{reator}))-2*(H_{liquido}-R_{reator})*\text{sqrt}(\text{power}(R_{reator},2)-\text{power}((H_{liquido}-$$
$$R_{reator}),2)));$$

%área interface de líquido e solo no reactor

$$A_{l_reactor} = (\text{power}(R_{reactor}, 2) + L_{reactor} * R_{reactor}) * (\pi + 2 * \text{asin}((H_{liquido} - R_{reactor}) / R_{reactor})) + 2 * (H_{liquido} - R_{reactor}) * \text{sqrt}(\text{power}(R_{reactor}, 2) - \text{power}((H_{liquido} - R_{reactor}), 2));$$

Anexo III

EPA – Food Waste Biogas Economic Model

Sheet - FOG Receiving, Feedstock Processing, and Ancillary Equipment



FOG Receiving, Feedstock Processing, and Ancillary Equipment

This worksheet calculates various capital costs not directly associated with the digester unit including: (1) FOG Receiving Station if the facility will be collecting and processing FOG, a high-value feedstock that requires separate handling and pre-processing, (2) Feedstock Processing (grinding, sifting, etc.) to prepare food waste for digestion, and (3) Ancillary Equipment and Services including engineering and environmental studies associated with siting and constructing the digesters.

Please also note that EPA does not endorse or verify the information provided by vendors.

The numbered worksheets contain assumptions and default values that provide the underlying functionality of the Model. Once familiar with the inputs, outputs and data used to calculate values, users can customize the Model by modifying data in the rest of the worksheets.

Fats, Oils, and Grease (FOG) Receiving Station

Fats, Oils, and Grease (FOG) Receiving Station

Tank	\$25,000
Pumps (chopper and process gravity pumps)	\$10,000
Tank Pad	\$12,000
Heat Exchanger	\$5,000
Agitator	\$10,000
Piping	\$50,000
Electrical	\$27,000
TOTAL	\$139,000
Installation and Miscellaneous	15%
TOTAL COST (+ 15%)	\$159,850
TOTAL COST (- 15%)	\$118,150

Feedstock Pre-Processing

Please note that EPA does not endorse or verify the information provided by vendors.

Feedstock Pre-Processing is required to process the food waste into a thick slurry that is amenable to anaerobic digestion

Companies
Rotochopper Ph: (608) 452-3651 http://www.rotachopper.com/ (contact: Manti)
Franklin Miller Ph: (973) 535-9200 http://www.franklinmiller.com/ (contact: James, Ext:108)
Vecoplan LLC (336) 861-4329
Sundance Grinder Ph: (800) 570-3551 http://www.sundancegrinders.com/index.htm doug@sundancegrinders.com (Doug Lloyd)
Canada Composting BTA http://www.canadacomposting.com/Default.aspx?target=BTHowtWorks

Ancillary Services and Equipment Costing Spreadsheet

Ancillary equipment and/or services support digester vessel operation. This spreadsheet is not linked to other parts of the model.

These costs are estimations based on some research done by the Humboldt Waste Management Authority. For more accurate cost estimates, a project specific assessment should be completed.

Major costs for digestion	Cost per unit (\$/unit)	Units Needed	Replacements over 30 years	Total cost (\$)
Building (\$/ft ²) w/slab	\$100	0	0	\$ -
50' Truck weighing scales	\$22,700	0	0	\$ -
Foundation for scales inclu. Const.	\$20,000	0	0	\$ -
Print Kiosk (for weight records)	\$4,000	0	0	\$ -
Software capable of running reports	\$10,000	0	0	\$ -
PC computer	\$2,000	0	0	\$ -
Card Scanner	\$5,000	0	0	\$ -
Odor Control System	\$85,000	0	0	\$ -
Front-End Loader	\$118,000	0	0	\$ -
Pre-processing equipment	\$450,000	0	0	\$ -
Metering Pumps	\$40,000	0	0	\$ -
Pumps	\$90,000	0	0	\$ -
Trommel screen	\$110,000	0	0	\$ -
Buffer tank (\$/ft ³)	\$9	0	0	\$ -
Mixers	\$40,000	0	0	\$ -
Post digestion tank (for gravity separation) (\$/ft ³)	\$9	0	0	\$ -
Gas collection equipment	\$75,000	0	0	\$ -
H2S Scrubber Tank	\$5,000	0	0	\$ -
H2S scrubber media (Sulfa Treat)	\$5,760	0	0	\$ -
Solids drying area (\$/ft ²) concrete slab	\$30	0	0	\$ -
Monitoring equipment (SCADA)	\$100,000	0	0	\$ -
Engineering Planning and Design	\$250,000	0	0	\$ -
Permitting	\$100,000	0	0	\$ -
Environmental Impact Statement	\$250,000	0	0	\$ -
New Full Solid Waste Permit	\$6,300	0	0	\$ -
Geotechnical analysis	\$17,500	0	0	\$ -
Wetland delineation	\$17,500	0	0	\$ -
Land Preparation	\$30,000	0	0	\$ -
Infrastructure (fencing) (\$/linear foot)	\$35	0	0	\$ -
Infrastructure (roads) (\$/ft ²)	\$12	0	0	\$ -
Program Design	\$100,000	0	0	\$ -
New Water Service	\$110	0	0	\$ -
Access Gates	\$10,000	0	0	\$ -
Digester vessel (\$/gallon)	\$9	0,00	0	\$ -

Note: Cost estimate for digester vessel are based on engineering quotes from Brown & Caldwell.

Total \$ -